MIȘCA B.R.H.

# FENOMENE DE TRANSPORT ȘI TRANSFER

Presa Universitară Clujeană

BARBU-RADU-HORAȚIU MIȘCA

# ÎNDRUMĂTOR DE LABORATOR ȘI PROIECT

## PENTRU DISCIPLINA

## FENOMENE DE TRANSPORT ȘI TRANSFER

**destinat Facultății de Biologie, secția de inginerie biochimică**

PRESA UNIVERSITARĂ CLUJEANĂ

2018

*Referenţi ştiinţifici:*

**Prof. habil. dr. ing. Paizs Csaba**

**Prof. dr. ing. Alexandru Ozunu**

**ISBN 978-606-37-0418-5**



**Universitatea Babeş-Bolyai**
**Presa Universitară Clujeană**
**Director: Codruţa Săcelean**
**Str. Hasdeu, nr. 51**
**400371 Cluj-Napoca, România**
**Tel./fax: (+40)-264-597.401**
**E-mail: editura@editura.ubbcluj.ro**
**http://www.editura.ubbcluj.ro/**

Lucrare dedicată familiei mele.

**Barbu-Radu-Horațiu MIȘCA**

S-a născut în data de 12 Decembrie 1955 în Blaj, jud. Alba, într-o familie de intelectuali ardeleni având rădăcini adânci în viața socială și culturală a comunității. Studiile primare, elementare și liceale sunt urmate la Liceul „Iacob Mureșianu" din străvechiul centru cultural ardelean. În 1974 este declarat „admis" la cursurile Facultății de Chimie Industrială a Universității „Traian Vuia" din Timișoara. După efectuarea stagiului militar „cu termen redus", urmează studiile universitare dedicate ingineriei chimice. Datorită rezultatelor didactice, sociale și cultural din primii ani de studii, în 1978 este numit „preparator" pe lângă Catedra de Procese de Transfer, Operații și Utilaje în Industria Chimică. Finalizarea pregătirii ostășești, îi conferă gradul de sublocotenent în specialitatea militară 23, geniu chimic. Repartizarea guvernamentală de la finalul studiilor îl aduce la Cluj-Napoca, la Întreprinderea „Napochim" ca inginer chimist stagiar, unde parcurge treptele inginerești de la șef de atelier, șef de secție și apoi șef a Secției de Producție de Mic Tonaj, (stația pilot), de sub direcția Compartimentului de Cercetare și Proiectare. Aici introduce în producție sau pilotează peste 200 de produse noi sau modernizate. Simultan cu activitatea de la „Napochim", din anul 1982 activează în calitate de „cadru didactic asociat" la Facultatea de Chimie și Inginerie Chimică a Universității „Babeș-Bolyai", Cluj-Napoca, la Catedra de Inginerie Chimică, disciplina de Procese de Transfer, Operații și Utilaje în Industria Chimică. În anul 1987 ocupă prin concurs postul de „asistent titular" la aceeași disciplină, la care activează până în prezent. Cursurile de specializare din această perioadă în ridică la gradul militar de „căpitan în rezervă" și

expert în Protecție Antichimică, Antinucleară și Antibiologică. Urcă scara ierarhiei universitare ca „șef de lucrări” (1992), iar specializările profesionale îl ajută la obținerea titlului de „doctor inginer” (1998), apoi de „conferențiar” (2004). În această perioadă participă la înființarea unor noi secții la Facultatea de Chimie și Inginerie Chimică, (bioingineria, informatica sistemelor chimice, 1996), a Colegiului pentru Protecția Mediului de la Turda, (1998), a Facultății pentru Protecția Mediului și Ingineria Mediului, (2004), a secției de bioinginerie de la Facultatea de Biologie și Geografie, (2007). Pentru toate aceste specializări a inițiat și a participat la înființarea aparaturii de laborator de specialitate, a suporturilor de curs, laborator și seminar, la derularea practicii tehnologice sau a vizitelor profesionale în întreprinderi sau pe teren, specializările sale permițând acest câmp mai larg de activitate. În paralel cu activitatea didactică obligatorie, a participat la eleborarea a peste 80 de studii pentru protecția mediului, bilanțuri de mediu, expertize și studii de impact asupra mediului.

Autorul mulțumește pe această cale întregii familii, educatoarelor, profesorilor, laboranților și tehnicienilor, tuturor celor care m-au educat și sprijinit în întreaga activitate educațională sau profesională. Un cuvânt special de mulțumire este pentru D-l. Prof. emerit dr. ing. Liviu LITERAT și D-l. Chim. Corneliu CRIHĂLMEANU.

Mulțumesc celor care m-au ajutat de-a lungul timpului cu gândul, vorba sau cu fapta.

Lor, tuturor.

# Cuvânt înainte

Lucrarea aceasta apare în mod logic și legic în urma publicării în anul 2014 a cursului de FENOMENE de TRANSPORT și TRANSFER, care conține și notițele privind seminarul de sprijin al disciplinei atât în forma tipărită, cât și în forma electronică. În acest fel se întregește sistemul educațional și de instruire, (curs, seminar, laborator și proiect), publicarea prezentei lucrări, din nou, atât în formă tipărită cât și electronic, permite studiul confortabil în bibliotecă sau de pe sistemele electronice.

Materialul didactic este structurat în cinci secțiuni: I). ALGORITMI de CALCUL, II). EXEMPLIFICAREA ALGORITMILOR, III). LUCRĂRI de LABORATOR, IV). ANEXE, și V). BIBLIOGRAFIE.

I). În prima parte este prezentată structura integrală a unui proiect, (chiar și pentru examenul de licență), pe capitole și subcapitole. Dezvoltarea proiectului solicită efectuarea unor calcule justificative pentru dimensionarea aparaturii sau a tehnologiei. În acest scop sunt prezentați 24 algoritmi de calcul pentru operațiile principale utilizate în cadrul bioprocesării materialelor.

II). Secțiunea a II - a prezintă în detaliu exemplificarea elaborării unui bioproces cu aplicarea algoritmilor pentru fiecare operație în parte, cu justificări, mod de calcul, observații și interpretarea rezultatelor. În această parte se insistă asupra proceselor principale din biotehnologie: sterilizarea mediului de cultură, a aparaturii și a aerului necesar proceselor aerobe.

III). S-au ales 9 lucrări de laborator considerate foarte utile atât pentru vizualizarea derulării operațiilor, cât și pentru realizarea și calculul bioproceselor. Pe lângă prezentarea clasică a experimentelor, parte teoretică, instalația experimentală și modul de colectare a datelor, calculul și interpretarea măsurătorilor experimentale, sunt prezentate și valori experimentale colectate de către studenți pe aceleași instalații, dar în condiții diferite, în vederea aprofundării cunoștințelor. Lucrările pot fi operate în mai multe moduri, la alegerea conducătorului activităților didactice.

IV). În Anexe sunt cuprinse date, valori ale constantelor fizico-chimice, formule de calcul și alte mărimi necesare efectuării unui calcul pentru un proiect de bioinginerie, pentru lucrările de laborator sau de licență.

V). Partea de bibliografie conține două mari părți. Prima parte conține Bibliografia selectivă, cu un minim necesar de referințe legate direct de bioinginerie, de culturile de microorganism folosite în bioprocesări, aparatura, modalități de operare, dar și exemple practice preluate din industriile de bioprocesare sau valorificarea resurselor regenerabile. Este prezentată și o referință ce prezintă un bioproces la nivel pilot, material folosit pentru secțiunea de Exemplificare a algoritmilor. Partea a doua conține Bibliografia generală, care cuprinde câteva lucrări de specialitate ce prezintă pe larg procesele, operațiile, utilajele, modul lor de funcționare și relații de calcul necesare oricăror (bio)procese. Ambele părți conțin referințe bibliografice în limba română existente în bibliotecile clujene.

In memoriam:

**Dorel-Dorinel LUNG**

Dl. LUNG Dorel, Dorel pentru cei care-l cunoșteau și au lucrat împreună cu dânsul, s-a născut în Municipiul Cluj-Napoca, la 15 August 1955, dintr-o familie de muncitori români. Clasele I și a II-a le urmează la Liceul „Ioan Bobu", iar clasele III–VIII la Liceul nr. 15, actualul Liceul „Onisifor Ghibu", ca urmare a schimbării domiciliului părinților. Se înscrie la Școala Profesională de 3 ani a Liceului „Traian Vuia", tot din Cluj-Napoca, apoi se încadrează în muncă la Întreprinderea „Napochim" ca operator chimist, de unde este încorporat în vederea satisfacerii stagiului militar, 1973–1975. La revenirea din Armată, continuă activitatea la „Napochim" până în anul 1984, perioadă în care urmează cursurile Liceului „Nicolae Bălcescu", la seral, secția mecanică. În 1984 este transferat în interesul serviciului la Institutul de Cercetări și Prospecțiuni Miniere Nemetalifere, unde pe lângă cursurile de specializare ca operator-preparator pentru minereuri, conduce activitățile uneia dintre instalațiile pilot și participă activ și eficient la operațiile de cercetare-prospectare din teren a Institutului. În urma evenimentelor din 1989 și a disoluției Institutului, este transferat la Universitatea „Babeș-Bolyai", la Facultatea de Chimie și Inginerie Chimică, Departamentul de Inginerie Chimică, Disciplinele de Procese, Operații și Utilaje în Industria Chimică. Aici se ocupă de întreținerea aparaturii, buna funcționare a activităților didactice atât în laboratoarele din zona sa de interes, cât și la practica tehnologică a studenților, Având în vedere vasta pregătire profesională, participă la modernizarea și actualizarea lucrărilor de laborator și la activitatea generală a Facultății. A fost un coleg conștiincios, respectuos, săritor să ajute unde i se cerea și un prieten bun. Decesul dânsului vine subit, chiar după participarea la supravegherea examenului de admitere în Facultate, la data de 22 Iulie 2018.

Dumnezeu să-l odihnească în pace.

# Cuprins

# FASCICULA I. Algoritmi de calcul
## (pentru Fac. Biologie, secţia ing. bio.)

**Proiect**: un material grafic sau electronic ce explică şi doreşte materializarea unei idei sau teme date, în limitele unui timp prestabilit. Proiectul în sensul ingineriei cuprinde câteva capitole importante:

### Proiect

**1. Tema**

**2. Memoriul justificativ**

- Istoric;
- Prezentarea produsului: formula, proprietăţi fizico-chimice, aplicaţii, …
- Breviar economic: piaţa actuală, prognoză, studiu de marketing, dezvoltare, vânzări, costuri estimative, …
- Metode de obţinere;
- Tehnologii de obţinere;
- Alegerea şi justificarea metodei;
- Descrierea metodei şi a procesului tehnologic.

**3. Memoriul tehnic**

- Calculele de bilanţ de materiale şi energetice;
- Calculele de predimensionare şi dimensionare a aparaturii;
- Alegerea aparaturii;
- Calculele de hazard şi risc tehnologic şi de mediu;
- Bibliografia.

**4. Anexele**

- Planşe desenate;
- Experimente, mostre;
- Simulări şi modelări fizice sau electronice a aparaturii şi experimentelor;
- Rezultatele modelărilor şi simulărilor fizice.

## Etape în derularea unui proiect

**1.** - Informaţii asupra temei, (documentarea);
- Documentarea primară;
- Documentarea de detaliu.

**2.** - Stabilirea tehnologiei

**3.** - Determinarea BM şi BT

**4.** - Predimensionarea aparaturii
- tipurile de aparate;
- dimensiuni de gabarit;
- timpi de operare;
- dimensiuni şi caracteristici tehnice calculate sau standardizate;

**5.** Dimensionarea de detaliu.

## Noțiuni de calcul

**-** Calculele de **predimensionare** urmăresc aflarea cu aproximaţie a dimensiunilor principale ale aparatelor şi utilajelor folosindu-se de estimări sau mărimi determinate pe dispozitive asemănătoare, preluate din practică, experimente sau din valori preluate din literatură. Este evident că o bună evaluare a acestor mărimi conduc la valori mai apropiate de cele adevărate.

- Pe baza acestor valori calculate, se poate trece la **standardizarea** aparatului sau **alegerea** acestuia din standarde naţionale sau internaţionale, (STAS, DIN, ASTM, BS, GOST) sau alte normative, (Caiete de Sarcini, Prospecte de Piaţă sau Comerţ).

- Calculele de **dimensionare** stabilesc pe baza datelor predimensionate valorile cât mai exacte ale dimensiunilor reale ale aparatelor sau a timpilor de execuţie.

- Calculele de **verificare** stabilesc parametri reali de funcționare, (chiar momentană), a aparaturii pe baza datelor din procesul tehnologic funcțional și a dimensiunilor aparatului real, existent deja în dotare. Calculele de verificare arată modul în care se poate modifica încărcarea materială sau energetică a procesului tehnologic pentru a obține rezultatele cele mai bune, atât din punct de vedere cantitativ, cantitativ, dar și o eficiență economică mai mare.

- Principalele **mărimi tehnologice** urmărite prin calcul la predimensionare și dimensionare sunt:

– dimensiunile conductelor de legătură dependente de fluxurile de intrare şi ieşire, (lungime, diametru, denivelări, rezistenţe locale …);
– dimensiuni dependente de capacitate, (volum, diametru, înălţime ...);

- dimensiuni dependente de fenomenele fizico-mecanice, (tip de material, coroziune, grosime de pereţi, geometrie constructivă, elemente interioare, elemente de legătură ...);
- dimensiuni dependente de fenomenele fizico-chimice, (cinetică, conversie, viteze de trecere, timpi de reacţie, productivitate ...);
- dimensiuni dependente de fenomene termice, (călduri de reacţie, călduri intrate, cedate, transferate, primite, pierdute în mediu sau ieşite cu materialele, sterilizare, pasteurizare, congelare, ...);
- dimensiuni dependente de procesele de separare, (cernere, decantare, filtrare, distilare, extracţie, uscare, atomizare, liofilizare etc. …).

- Calculele au la bază specificitatea procesului sau operaţiei respective, care trebuie clar precizate prin tema de proiectare şi pornesc de la schema fluxului tehnologic şi bilanţul de materiale și energetic al procesului.

Principial există **două mari categorii de operaţii**:

- cele considerate **„auxiliare”**: depozitare, transport, măcinare, peletizare, dizolvare, amestecare, fluidizare, compactare, formare, confecţionare etc., operaţii care asigură aducerea materiei prime și a produsului finit la cele mai bune dimensiuni necesare procesului sau pentru expediere ca produs finit. Aceste operații se calculează după algoritmi specifici, speciali și caracteristici pentru fiecare operație în parte;

- cele considerate **„separari”**, care se calculează după algoritmii operaţiilor unitare de transport și transfer.

## Schema principalelor operaţii de separare

| Faza majoritară | Faza minoritară: Solid | Lichid | Gaz |
|---|---|---|---|
| **Solid** | sortare<br>extracţie<br>clasare<br>centrifugare<br>flotaţie<br>sublimare<br>separare magnetică<br>separare electrostatică<br>zeţaj | filtrare<br>presare<br>hidrociclonare<br>centrifugare<br>uscare<br>extracţie<br>evaporare<br>granulare | ciclonare<br>filtrare<br>separare electrostatică<br>separare sonică<br>spălare<br>încălzire<br>separare în curent de aer |
| **Lichid** | decantare<br>filtrare<br>centrifugare<br>cristalizare<br>evaporare<br>atomizare | decantare<br>extracţie<br>distilare<br>rectificare<br>adsorbţie<br>schimbători de ioni | stripare<br>desorbţie |
| **Gaz** | sedimentare<br>ciclonare<br>filtrare<br>spălare<br>precipitare electrostatică<br>separare sonică | ciclonare<br>spălare<br>precipitare electrostatică<br>separare sonică<br>condensare | difuzie<br>termodifuzie<br>adsorbţie<br>absorbţie<br>chemosorbţie<br>desublimare |

## Algoritm de (pre)dimensionare a conductelor

**1**. - Alegerea traseului de conducte;

**2.** - Se identifică şi se tabelează rezistenţele locale după geometria traseului și fluxul tehnologic preconizat;

**3.** - Se calculează vitezele de circulaţie a fluidelor în funcție de natura lor și parametrii tehnologici;

**4.** - Se verifică dacă viteza calculată se încadrează în limitele unanim acceptate în practică;

**5.** - Se calculează pierderile totale de presiune, $\Delta p_{total}$;

**6**. - Se calculează înălţimea manometrică de pompare, $H_m$.

## Algoritm de (pre)dimensionare a capacității (bio)reactorului

**- Există două situații:**

**a) - Se impune** un volum de lichid ce trebuie tratat;

**a. a)** - Volumul de ce trebuie prelucrat se încadrează în limitele volumului util, $V_{u\ vas}$, ale reactoarelor standardizate. Din catalog se preiau dimensiunile și alte caracteristici.

**a. b)** - Volumul de lichid destinat prelucrării este diferit, mai mare, decât a reactoarelor standard.

- Se alege aspectul și forma reactorului: cilindrică, cilindrică cu fund emisferic, cu fund conic, cu fund elipsoidal, cu fund în „mâner de coș” etc.;

- Se calculează volumul total al aparatului, $V_t$ și a dimensiunilor principale: diametrul, $D_r$, [m], înălţimea totală a reactorului, $H_r$ [m], precum şi înălţimea lichidului din reactor, $H_l$ [m]. Aceste dimensiuni se calculează prin intermediul coeficientului de umplere, $\varphi$, [-] și a celui de zveltețe, $\zeta = H/D$, [-];

- Diametrul reactorului rezultat din calcul se standardizează, alegându-se cea mai apropiată valoare din tabel, față de cea calculată;

- Se recalculează $H_T$ și $H_l$ cu valoarea diametrului standardizat;

- Se calculează suprafața interioară a virolei cilindrice;

- Se calculează pierderea de presiune hidrostatică, $\Delta p$, [Pa], pentru noua înălțime a stratului de lichid folosind parametrii lichidului din vas;

- Se calculează, dacă este cazul, volumul și suprafața laterală a fundului recipientului în funcție de forma acestuia;

- Se determină suprafaţa secţiunii transversale a reactorului, $S_r$;

- Dacă agitarea se asigură simultan cu aerarea, se calculează cantitatea necesară de aer barbotat, $Q_{nec}$, [m$^3$/min], prin intermediul debitului specific de aer, $Q_{v\ aer}$, [m$^3$/m$^2$·min].

**b)** Se impune productivitatea (bio)reactorului, cantitatea de produs finit care trebuie să rezulte în final. Aceasta arată intrinsec faptul că se cunoaște procesul și fluxul tehnologic, etapele de lucru, pierderile tehnologice, randamentele pe fiecare fază etc.;

- Se efectuează bilanțul de materiale conform derulării procesului, adăugând pierderile tehnologice sau limitările conversiilor;

- Rezultă cantitatea de materiale, respectiv întregul volum de masă de reacție;

- Se reia calculul de la punctul **a. b.)** al algoritmului.

**-** Pentru ambele situații se estimează prin calcul masa reactorului, $M_r$, [kg], din volumul, $V_{T\ oțel}$, [m$^3$] și densitatea oțelului, $\varrho_{oțel}$, [kg/m$^3$];

- Volumul oţelului din care este confecţionat reactorul, mantaua acestuia, eventual alte accesorii se determină din date geometrice.

## Algoritm de proiectare a instalaţiilor de pompare

**1.** - Determinarea funcţiei specifice a instalaţiei;

**2.** - Alegerea tipului de pompă;

**3.** - Alegerea traseului de vehiculare a fluidului;

**4.** - Determinarea rezistenţelor locale: tip, dimensiune, număr etc.;

**5.** - Alegerea sau calcularea vitezei de circulaţie a fluidului pe traseul respectiv;

**6.** - Calcularea pierderilor totale de presiune, (căderea totală de presiune, sarcina hidraulică), $\Delta p_T$, [Pa];

**7.** - Alegerea sau determinarea tipodimensiunilor pompei după catalogul furnizorilor;

**8.** - Verificarea parametrilor funcţionali;

**9.** - Calculul puterii de acţionare şi de instalare.

## Schema de ansamblu a separării solid-lichid

**separare solid-lichid**

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| sedimentare | filtrare | cernere | presare | uscare |
| g, $\omega 2 \cdot R$, | gravitațional, g, | | | granulare |
| îngroșare | sub vid, $\Delta p$, | | | peletizare |
| decantare | sub presiune, $\Delta p$, | | | cristalizare |
| | centrifugală, $\omega 2 \cdot R$, | | | atomizare |

## Algoritm de calcul pentru grătare de reţinere, (cernere)

**1**. - Alegerea tipului de grătar;

**2.** - Calculul pierderii de presiune, ca sarcină hidraulică;

**3**. - Estimarea puterii necesare de acţionare pentru grătarele mobile.

## Algoritmi de calcul a operaţiei de sedimentare

**Principial sunt patru variante de calcul**:

**a)** - se impune diametrul particulei care sedimentează;

**b)** - se cunosc parametrii decantorului;

**c)** - separarea în regim nestaționar;

**d)** - sedimentarea în câmp centrifugal.

**a)** Se cunoaşte sau se impune diametrul particulei care sedimentează sau care scapă din decantor:

**1.** - Calcularea vitezei de sedimentare;

**2.** - Verificarea domeniului de sedimentare;

**3.** - Corectarea vitezei de sedimentare teoretice;

**4.** - Determinarea timpului de staţionare;

**5.** - Calcularea dimensiunilor decantorului.

**b**) Se cunosc parametrii dimensionali şi funcţionali ai decantorului:

**1**. - Determinarea vitezei de trecerea fluidului;

**2.** - Determinarea timpului de trecere, (staţionare), în decantoarele continue;

**3.** - Calcularea vitezei teoretice de sedimentare;

**4.** - Determinarea vitezei practice de sedimentare;

**5.** - Calculul diametrului particulei.

**c)** Separarea în regim nestaționar:

**1. -** Determinarea timpului de sedimentare, pentru decantoare discontinue;

**2. -** Evaluarea dimensiunii particulei rămase în suspensie.

**d)** Separarea în câmp centrifugal:

**1. -** Calculul vitezei de sedimentare în câmp centrifugal;

**2. -** Calculul diametrului particulei care sedimentează.

## Algoritm de calcul a operaţiei de sedimentare prin centrifugare

**Principial sunt trei variante de calcul**:

**a)** - discontinuă;

**b)** - semicontinuă;

**c)** - continuă.

**a) Operarea discontinuă:**

**1.** - Calculul volumului tamburului centrifugii;

**2.** - Calculul grosimii stratului de lichid, suspensie;

**3.** - Calculul vitezei de sedimentare în câmp centrifugal;

**4.** - Calculul timpului de sedimentare în centrifugă;.

**5.** - Calculul presiunii de centrifugare;

**6.** - Calculul puterii necesare la centrifugare.

**b) Operarea semicontinuă:**

**1.** - Calculul debitului volumic de suspensie, (a capacității de producţie), a unei centrifuge de sedimentare discontinue cu descărcare cu cuțit raclor;

**c) Operarea continuă:**

**1. -** Calculul debitului volumic de suspensie, (a capacității de producţie), a unei centrifuge **orizontală** cu funcționare continuă cu descărcare prin şnec;

**2.** - Calculul debitul volumic de suspensie, (a capacității de producţie), a unei supercentrifuge tubulare **verticală** cu funcționare continuă.

## Algoritm de calcul al procesului de centrifugare

**1.** - Calculul forței centrifuge.

**2.** - Calculul presiunii de filtrare.

**3.** - Calculul puterii la centrifugare.

**4.** - Calculul capacităților de producție.

## Algoritm de calcul a operaţiei de ciclonare

**1. -** Identificarea parametrilor funcționali;

**2. -** Prealegerea aparatului;

**3. -** Calculul vitezei convenționale (de calcul);

**4.** - Calculul diametrului ciclonului;

**5. -** Calculul pierderii de presiune;

**6. -** Calculul diametrului minim al particulei reținute.

## Algoritm de calcul a operaţiei de filtrare

**1.** - Determinarea experimentală a constantelor de filtrare;

**2.** - Bilanţul de materiale pe filtru;

**3.** - Alegerea tipului de filtru;

**4.** - Calculul timpului de filtrare;

**5.** - În cazul cunoaşterii sau impunerii timpului de filtrare, se determină suprafaţa activă a filtrului;

**6**. - Alegerea tipodimensiunii filtrului, (aparatului);

**7.** - Calculul vitezei de filtrare finală;

**8.** - Calculul timpului de spălare a turtei;

**9.** - Calculul timpului total de operare.

**10**. - Dimensionarea filtrelor cu saci pentru gaze.

## Algoritmul de calcul pentru sterilizarea prin filtrul fibros

**1.** - Se determină debitul de aer necesar (pentru agitare, aerare, oxidare, creștere, ...);

**2.** - Se determină timpul de fermentaţie;

**3.** **-** Se determină concentraţia microorganismelor din locul de aspiraţie a aerului care urmează a fi barbotat în mediul de (bio)cultură;

**4.** - Se impune numărul admis de celule patogene în (bio)culturi;

**5.** - Se calculează numărul total permis de microorganisme patogene din fermentator la sfârşitul fermentaţiei;

**6.** - Se determină numărul de microorganisme reţinute în total pe filtru pentru ca în finalul (bio)reacției să avem numărul permis de microorganisme patogene;

**7.** - Se determină K;

**8.** - Se aplică relaţia de dimensionare a filtrului pentru a i se afla lungimea necesară;

**9.** - Se aplică coeficientul de corecţie al lungimii filtrului;

**10.** - Se verifică unităţile de măsură introduse în relaţiile de calcul;

**11.** - Se determină caracteristicile aparatului de sterilizare a aerului prin filtrare: suprafaţa transversală necesară și diametrul filtrului.

## Algoritm de calcul a operaţiei de agitare (amestecare)

**1. -** Alegerea formei agitatorului şi a vasului;
**2.** - Determinarea experimentală a efectului de amestecare şi a spectrului de curgere pe un model de laborator;
**3.** - Ridicarea, (transpunerea), la scară modelului;
**4.** - Determinarea turaţiei pentru prototip;
**5.** - Calculul puterii necesare la amestecare;
**6.** - Calculul de rezistenţă mecanică.

## Algoritm de calcul a operaţiei de fluidizare

**1.** - Determinarea spectrului granulometric şi a diametrului echivalent;
**2.** - Calculul vitezei minime de fluidizare;
**3.** - Alegerea vitezei de fluidizare de lucru;
**4.** - Determinarea porozităţii stratului;
**5. -** Calculul vitezei de antrenare din strat;
**6.** - Calculul diametrului particulei care scapă din aparat;
**7.** - Calculul debitului de fluid;
**8. -** Determinarea pierderii de presiune în stratul fluidizat;
**9. -** Determinarea duratei de staționare a particulei în stratul fluidizat.

## Algoritmul de calcul al schimbătoarelor de căldură

**1.** - Determinarea temperaturilor de intrare şi ieşire a fluidelor, a cantităţilor sau debitelor de fluide;
**2.** - Calculul $\Delta T_{med\ cc}$;
**3.** - Determinarea schemei generale de curgere a aparatului;
**4.** - Calculul factorilor de corecţie;
**5.** - Calculul $\Delta T_{med}$ pentru curenţii încrucişaţi, generaţi de schema aparatului;
**6.** - Definitivarea geometriei aparatului şi a materialelor utilizate;
**7.** - Calculul coeficienţilor parţiali de transport termic;
**8.** - Calculul rezistenţei pereţilor despărţitori ai fluidelor;
**9.** - Estimarea rezistenţei depunerilor pe pereţi;
**10.** - Calculul coeficientului total de transfer termic;
**11.** - Calculul ariei, (suprafeţei) de transfer;
**12.** - Standardizarea dimensiunilor principale;
**13.** - Calculul hidrodinamic al pierderilor de presiune;
**14.** - Calculul de rezistenţă mecanică.

## Algoritm de calcul pentru izolaţiile termice

**1.** - Identificarea problemei generale a izolaţiei;

**2**. - Determinarea parametrilor constanţi şi fixaţi de procesul tehnologic;

**3.** - Alegerea materialului izolant;

**4.** - Calculul coeficienţilor parţiali de transport;

**5.** - Calculul grosimii izolaţiei principale sau a celei critice;

**6.** - Calculul materialului de protecţie;

**7.** - Standardizarea materialelor;

**8.** - Detalii tehnologice de fixare, montaj şi protecție a izolaţiei.

## Algoritmul de calcul pentru sterilizarea termică

**1.** - Se determină numărul inițial de microorganisme din mediul de cultură și tipul lor;

**2.** - Se determină constanta de deces a microorganismelor;

**3.** - Se calculează factorul preexponențial și energia de activare pentru reacția de deces a tipului respectiv de microorganism;

**4.** - Se efectuează o simulare numerică pentru optimizarea procesului;

**5.** - Se calculează timpul τ, [s], de menținere la temperatura T, [$^0$C] de sterilizare.

## Algoritmul de calcul pentru încălzirea aparaturii și a mediului de cultură

**1.** - Se identifică sursa termică și parametrii săi;

**2.** - Se calculează bilanțul termic global;

**3.** - Calculul căldurii necesare încălzirii sistemului până la temperatura de sterilizare;

**4.** - Calculul sau estimarea căldurii pierdute în mediul înconjurător;

**5.** - Calculul grosimii stratului de izolație;

**6.** - Calculul suprafeței de transfer termic;

**7.** - Determinarea forței motrice medii, $\Delta T_{med}$;

8. - Calculul timpului de încălzire al reactorului și a mediului de cultură;

**9**. - Calculul cantității sau a debitului de agent termic.

**Algoritmul de calcul pentru perioada de menținere la temperatura de sterilizare**

**1.** - Sursa termică și parametrii săi sunt deja mărimi cunoscute, aceleași ca și pentru perioada de încălzire;
**2.** - Identificarea caracteristicilor de bază a lichidului din mediul de cultură, apa, în condițiile de sterilizare, adică temperatura și presiunea de sterilizare;
**3.** - Selectarea timpului de sterilizare, determinat anterior;
**4.** - Alegerea ratei de vaporizare a apei din mediul de cultură, eventual optimizarea acesteia prin simulare numerică;
**5.** - Calculul bilanțului global termic;
**6.** - Detalierea bilanțului termic;
**7.** - Calculul pierderilor de căldură cu exteriorul;
**8.** - Calculul forței motrice la transferul termic;
**9. -** Calculul cantității și a debitului de abur;
**10.** - Calculul necesarului de apă de răcire în condensator.

**Algoritmul de calcul pentru perioada de răcire nestaționară a bioreactorului**

**1.** - Se cunoaște temperatura de sterilizare, de inoculare și de intrare a apei de răcire;
**2.** - Identificarea caracteristicilor de bază a materialelor și apei de răcire;
**3.** - Selectarea regimului nestaționar de răcire, cu specificitatea sa de calcul;
**4.** - Calculul bilanțului termic global;
**5.** - Calculul forței motrice la transferul termic în regim nestaționar;
**6.** - Calculul timpului de răcire;
**7. -** Determinarea cantității minime de apă de răcire;
**8. -** Calculul debitului de apă de răcire;
**9.** - Optimizarea timpului de răcire.

**Algoritm de calcul a operaţiei de vaporizare, (pentru Fac. Biologie, secţia ing. bio.)**

**1. -** Justificarea algoritmului;
**2. -** Identificarea parametrilor funcționali ai aparaturii și procesului;
**3**. - Calculul bilanţului de materiale pentru vaporizare;
**4. -** Calculul bilanţului termic;
**5. -** Determinarea temperaturii de fierbere a soluției în condițiile din vaporizator;
**6.** - Calculul forței motrice la vaporizare;
**7. -** Determinarea temperaturii de fierbere a soluției în alte condiții de presiune decât cea atmosferică;
**8. -** Calculul cantității de apă de răcire a vaporilor secundari;
**9.** - Calculul suprafeței de încălzire;
**10. -** Calculul pierderilor exterioare de căldură.

**Algoritm de calcul pentru extractoare, (pentru Fac. Biologie, secţia ing. bio.)**

**1.** - Trasarea curbei de echilibru;

**2.** - Alegerea variantei și a operaţiilor din lanţul tehnologic;

**3.** - Calcularea bilanţurilor de materiale şi termice, (dacă este cazul);

**4.** - Calcularea cantităţii minime, optime şi de lucru;

**5.** - Determinarea numărului de trepte de contact;

**6.** - Calculul timpului de epuizare a particulei solide;

**7.** - Calculul retenției statice de lichid.

**Algoritm de calcul pentru adsorbere şi dispozitive schimbătoare de ioni**

**1.** - Organizarea şi analiza procesului: continuu sau discontinuu;

**2.** - Alegerea adsorbantului sau a schimbătorului de ioni;

**3.** - Determinarea experimentală, prin calcul sau din date de literatură a capacităţii specifice de adsorbţie sau de schimb ionic şi a vitezei optime de filtraţie;

**4.** - Efectuarea bilanţului de materiale şi termic;

**5.** - Calculul timpului de contactare, de proces, (pentru procesele discontinue).

**Algoritm de calcul a operaţiei de cristalizare**

**1.** - Alegerea tipului de proces;

**2.** - Alegerea modalității de cristalizare;

**3.** - Calculul bilanțului de materiale;

**4.** - Calculul bilanțului termic;

**5.** - Calculul randamentului cristalizării.

**Algoritm de calcul pentru absorbere, (pentru Fac. Biologie, secția ing. bio.)**

**1. –** Justificare;

**2.** - Reacții chimice de bază la denocivizare;

**3.** - Identificarea limitelor admisibile a noxelor eliminate în atmosferă;

**4.** - Calculul necesarului de denocivizant;

**5.** - Calculul necesarului de denocivizant și apă de diluare pentru o perioadă de timp.

## Algoritm de calcul pentru absorbere, (pentru Fac. Ing. Ch.)

**1.** - Ridicarea curbei de echilibru fie din date experimentale, fie prin metode predictive;
**2.** - Calcularea bilanţurilor de materiale, a debitului minim de solvent şi a debitului de lucru;
**3.** - Calcularea efectului termic şi determinarea variantelor de eliminare a acestuia;
**4.** - Trasarea liniei de operare;
**5.** - Determinarea numărului de trepte de contact;
**6.** - Determinarea eficacităţii talerului sau a înălţimii echivalente talerului teoretic;
**7.** - Calculul înălțimii părții active și totale a aparatului;
**8.** - Calculul vitezei de înecare şi a celei optime de lucru;
**9.** - Calculul diametrului coloanei;
**10.** - Calculul dispozitivelor interioare;
**11.** - Calculul pierderilor de presiune;
**12.** - Calculul pierderilor de solvent prin evaporare.

## Algoritmi de alegere și calcul al uscătoarelor

**1.** - Colectarea de informații asupra materialului supus uscării;
**2.** - Alegerea tipului de uscător;
**3.** - Alegerea modalității de uscare;
**4.** - Calculul uscătorului tip „dulap”;
**5. -** Calculul atomizoarelor;
**6.** - Uscarea osmotică;
**7.** - Uscarea prin liofilizare.

# FASCICULA II. Exemplificarea proiectului

## (pentru Fac. Biologie, secţia ing. bio.)

### Notaţii şi simboluri

**Pentru fiecare caz particular se va explicita semnificaţia termenilor sau a identităţilor acestora, pentru a evita confuziile, deoarece cu aceleaşi notaţii generale, acceptate unanim în ştiinţă şi tehnologie, pot fi marcate şi alte mărimi sau parametri.**

**- Observaţie: Ceea ce este notat cu: „v.A." înseamnă: „vezi ANEXA",**
**„v.B." înseamnă „vezi Bibliografia",**
**„v.CS": „vezi Caietul de Seminar",**
**„v.IL": „vezi Îndrumătorul de Laborator".**

- A = arie, suprafaţă, [$m^2$];
- a = ($c_p \cdot \eta / \lambda$) = difuzivitatea termică, [$s/m^2$], coeficient, [$s/m^2$], coeficient, [-];
- $\alpha$ = coeficient parţial de transfer termic, [$W/m^{2} \cdot {}^0K$], coeficient adimensional, [-]; unghi sexagesimal, [$^0$];
- b = lăţimea barelor, [m], coeficient, [s/m];
- $\beta$ = coeficient parţial de transfer de masă, [$kg/m^2$], coeficient adimensional, [-];
- C = constantă numerică, [-];
- c = concentraţia;
- $c_p$ = căldura sensibilă, [$J/kg \cdot {}^0K$];
- $d_p$ = diametrul particulei, conductei, [m];
- $d_{ech}$ = diametrul echivalent, [m];
- $\delta$ = grosime de strat de material, [m];
- $\varepsilon$ = coeficient, [-];
- $\zeta$ = coeficient, [-];
- $\eta$ = viscozitate dinamică, [Pa·s], randament, [%];
- g = acceleraţia gravitaţională, [$m/s^2$];
- h = înălţime, [m];
- H = înălţime, altitudine, [m];
- k = coeficient, [-];
- K = coeficientul total de transfer termic, [$W/m^{2} \cdot {}^0K$];

- L = lungimea liniară, [m];
- $\lambda$ = coeficient de frecare, [-], conductivitate termică, [W/m·$^0$K];
- M = masă, cantitate, [kg], masă molară, [kg/kmol];
- n = număr, [s $^{-1}$];
- $\mu$ = simbolul micronului, [10 $^{-6}$]
- $\nu$ = ($\eta/\varrho$) = viscozitatea cinematică, [s/m$^2$];
- $\omega$ = viteză unghiulară, pulsația, [s $^{-1}$];
- $\pi$ = 3,14 = constantă numerică, [-];
- $\Delta$p = pierderea de presiune, [Pa];
- Q = cantitate de căldură, [J], flux termic, [W];
- $Q_M$ = debit masic, [kg/s];
- $Q_V$ = debit volumic, [m$^3$/s];
- r = căldura latentă de schimbare de fază, [J/kg·s], raza particulei sau conductei, [m];
- R = constanta gazelor, 8 310/M, [J/kg·$^0$K];
- $\varrho$ = densitatea materialului, [kg/m$^3$];
- S = arie, secțiune, suprafață, [m$^2$];
- s = distanță, [m];
- $\sigma$ = tensiune superficială, (interfacială), [N/m], [kg/s$^2$];
- T = temperatura, [$^0$K], [$^0$C];
- $\tau$ = timp, [s];
- w = viteza liniară, [m/s];
- x = concentrația;

**1.** Tema: Să se calculeze un fermentator aerob pentru obținerea gluconatului de sodiu.

**2.** Memoriul justificativ

- Istoric. Procesele de fermentație aerobă sau anaerobă sunt cunoscute de mii de ani fiind utilizate indeosebi în industriile alimentare, pentru conservarea alimentelor, **„v. B"**.

- Prezentarea produsului: gluconat de sodiu: formula chimică, proprietăți fizico-chimice, aplicații etc. **„v. B"**.

- Breviar economic: piața actuală, prognoză, studiu de marketing, dezvoltare vânzări etc., **„v. B"**.

- Metode de obținere, **„v. B"**.
- Tehnologii de obținere, **„v. B"**.
- Alegerea şi justificarea metodei;
- Descrierea metodei şi a procesului tehnologic, **„v. B"**.

**3.** Memoriul tehnic

- Calculele de bilanţ de materiale şi energetice: conform algoritmilor prezentați anterior, a explicațiilor, a relațiilor de calcul din acest capitol și **„v.A."**;
- Calculele de predimensionare şi dimensionare a aparaturii: conform algoritmilor prezentați anterior, a explicațiilor, a relațiilor de calcul din acest capitol și **„v.A."**;
- Alegerea aparaturii. conform algoritmilor prezentați anterior, a explicațiilor, a relațiilor de calcul din acest capitol și **„v.A."**;
- Calculele de hazard şi risc tehnologic şi de mediu;
- Bibliografia.

**4.** Anexele

- Planşe desenate;
- Experimente, mostre;
- Simulări şi modelări electronice a aparaturii şi experimentelor;
- Rezultatele modelărilor şi simulărilor fizice.

**În acest capitol se vor exemplifica situațiile mai deosebite, apărute în derularea calculului.**

**În continuare NU voi atinge TOATE punctele prezentate în derularea algoritmilor de calcul, ci doar cele considerate sensibile.**

**Fiecare punct TREBUIE dezvoltat individual.**

**1. Tema generală**: Să se calculeze un biofermentator aerob

În procesul de biosinteză/bioprocesare se folosesc medii de cultură, numite uneori și substraturi, eventual oxigen şi microorganisme.

**- Substraturile,** mediile de cultiră, trebuie să conţină un minimum obligatoriu de materiale:

**a)** - sursă de carbon biodegradabil;

**b)** - sursă de azot;

**c)** - sursă de microelemente: **minimum** fosfor şi potasiu;

**d)** - sursă de magneziu;

**e)** - adjuvanţi ;

**f)** - precursori.

- **Exemplu:**

**a)** - glucoză, glucoză comercială, sirop sau hidrolizat de porumb ori alte cereale, melasă, hidrolizate proteice etc.;

**b)** - $NH_4NO_3$; ca surse de azot amoniacal şi nitric;

**c)** - $KH_2PO_4$, KCl, $(NH_4)_2HPO_4$, $KH_2PO_4$; ca surse de potasiu şi fosfor;

**d)** - $MgSO_4 \cdot 7\ H_2O$, $MgCl_2$ ca sursă de magneziu;

**e)** - pentru stimularea formării flocoanelor și agregatelor micelare: agar-agar, alginat, gelatină, derivați de celuloză, polimeri sintetici și derivați ai acestora, derivați de poliacrilamidă, ai acetatului de vinil, ai alcoolului polivinilic etc.;

- pentru completarea compoziţiei mediului de cultură cu surse complementare de microelemente: extract de cartofi, de bere sau drojdie de bere, peptonă, uree, tartrat feric, de cobalt, de mangan etc. Pe lângă acestea, din apa de dizolvare sau de diluare ori folosită ca mediu de vehiculare apar ioni de $Na^+$, $K^+$, $Ca^{2+}$, $Mg^{2+}$, $HCO_3^-$, $CO_2^{2-}$, $Cl^-$ etc.

- regulatori de pH: acid sulfuric, hidroxid de sodiu, bicarbonat sau carbonat de sodiu, carbonat de calciu; mono-, di- și trifosfații de amoniu, sodiu și potasiu în mediu acid sau bazic, citrați, gluconați sau tartrați de sodiu sau potasiu constituie baza sistemelor tampon, cele care țin nivelul pH - ului întregului mediu de (bio)reacție constant;

- mediu de dizolvare şi vehiculare a materialelor: apa, în care apar în mod **natural** ioni de sodiu, potasiu, calciu, magneziu, clor, fier, mangan, aluminiu, siliciu etc.;

**f)** - precursori, adică materiale care au molecule au o structură preformată, acceptată de microorganisme, care se pot dezvolta în structuri de metaboliți utile în bioprocesare.

**- Microorganismele** utilizate în derularea procesului tehnologic pot fi din clasele drojdiilor, bacteriilor, fungilor, algelor, virusurilor sau a enzimelor libere sau imobilizate. Se utilizează specii „de cultură” specializate, așa numitul inocul, dezvoltate prin studii de cercetare microbiologice de laborator.

- **Procedeele de bioprocesare** pot fi clasificate în funcţie de:

**A)** - modul de realizare a culturilor microbiene:
- culturi pe suprafaţă;
- culturi în profunzime;

**B)** - necesarul de oxigen:
- sisteme de fermentaţie aerobe;
- sisteme de fermentaţie anaerobe;

**C)** - procedeul de fabricaţie:
- fermentaţii discontinue;
- fermentaţii continue.

**- Fermentaţiile la suprafaţă** se practică mai rar în ingineria biotehnologică şi numai pentru microorganisme aerobe. Este utilizată frecvent pentru epurarea biologică a apelor uzate în instalații cu capacități medii.

**- Fermentaţiile în profunzime** se utilizează în majoritatea proceselor de creştere a microorganismelor. Industrial, acest tip de fermentaţie poate fi realizată prin procedee de fermentaţie discontinuă şi procedee de fermentaţie continuă, în mediu lichid sau solid.

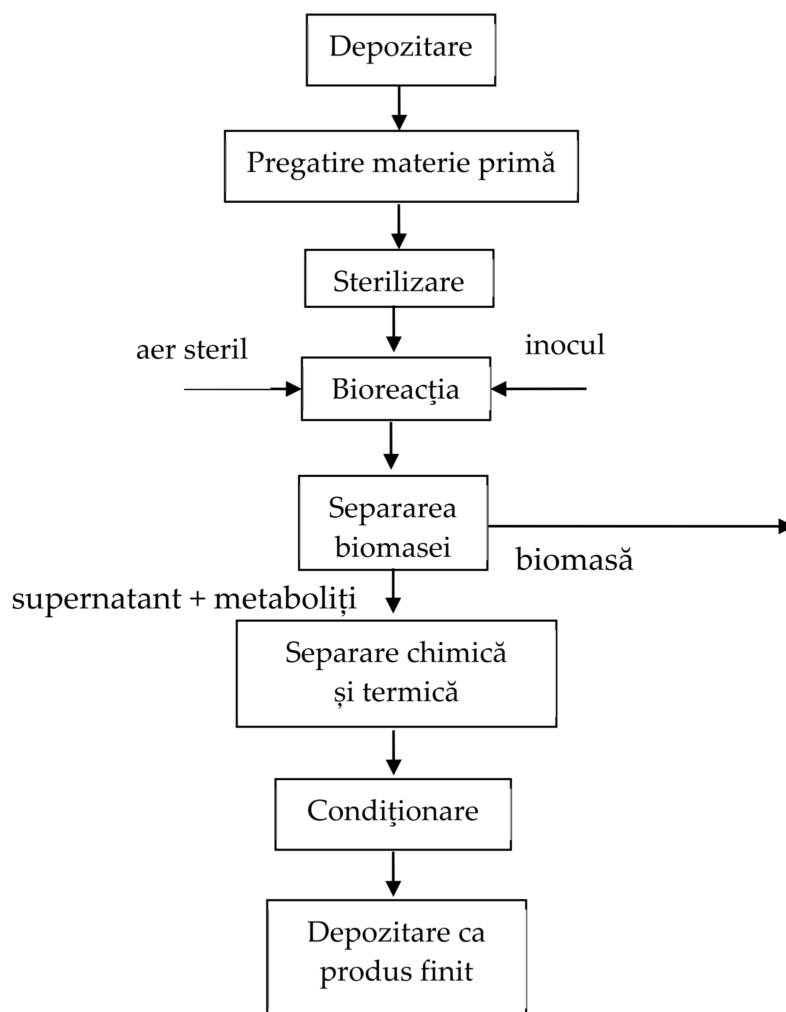
**- Fermentaţiile aerobe** necesită oxigen pentru metabolismul și/sau biotransformarea precursorilor în metabolitul sau biotransformatul dorit.

- **Fermentaţiile anaerobe** au loc în lipsa oxigenului, acesta fiind un inhibitor sau toxic pentru acest tip de microorganisme. Sunt frecvent întâlnite în industriile alimentare.

- **Fermentaţia discontinuă**, întâlnită în literatura de specialitate şi sub denumirea de „sistem de cultivare batch", se caracterizează prin aceea că microorganismele parcurg într-un singur bioreactor toate etapele de dezvoltare, după care procesul se reia de la capăt. Acest mod de operare are atât avantaje, dar și dezavantaje.

- **Fermentaţia continuă** oferă mai multe avantaje datorită monitorizării computerizate, dezavantajul constituindu-l volumul mare al instalațiilor, mai ales la timp de staționare lung.

**Schema bloc a procesului tehnologic**



**Etapele principale ale procesului tehnologic de tip fermentativ aerob**

**- Prima fază generală**, (etapă), a procesului tehnologic îl reprezintă depozitarea materiilor prime, a materialelor, auxiliarilor şi pregătirea lor în vederea vehiculării lor. Acest pas este de mare importanţă pentru întreg procesul, o depozitare în condiţii necorespunzătoare poate conduce la degradarea calităţii materialelor, la infectarea sau infestarea unora dintre ele, la îngreunarea procesărilor ulterioare. Pregătirea materialelor constă în cântărirea, (dozarea), mărunţirea sau dizolvarea lor. Şi la aceste operaţii, menţinerea curăţeniei şi unor condiţii igienico-sanitare severe conduc la îmbunătățirea întregului lanţ tehnologic, prin prisma reducerii numărului de dezinfecţii sau a modalităţilor de securizare a spaţiilor de lucru. Tot în această fază poate fi inclusă **pregătirea inoculului** care va asigura creşterea şi înmulţirea microorganismelor utile, selecționate, „de cultură", pentru proces, deşi locul efectiv de pregătire este în laboratoarele de microbiologie sau în spaţii special construite în acest scop, destinate cercetării biologice, de obicei plasate mai departe de instalaţia propriu-zisă.

- **A doua etapă**, (fază), importantă este sterilizarea aparaturii şi a mediului de cultură. În marea majoritatea a proceselor biotehnologice acest proces se efectuează prin încălzirea simultană a bioreactorului şi a mediului de cultură chiar în interiorul acestuia. În cazul proceselor aerobe, este necesară și sterilizarea oxigenului sau aerului întrodus pentru menținerea agitării și a metabolismului microorganismelor.

- **Etapa a treia** este bioreacţia propriu-zisă. Procesul biotehnologic începe după ce masa de cultură a fost răcită de la temperatura de sterilizare la temperatura de operare şi apoi s-a introdus inoculul. Acesta a fost deja pregătit separat, în laboratoarele de microbiologie din suşe selecţionate şi „antrenate" anterior. Şarja de inocul se transferă în bioreactor în condiţii sterile, prin sistemele de ecluzare aferente bioreactorului.

Din punct de vedere cinetico-termodinamic, pentru sistemul biologic din bioreactor urmează faza de lag, cea de creştere exponenţială, de încetinire și de platou. De obicei faza de descreştere (de deces, de moarte a microorganismelor), nu este atinsă sau derulată din cauza reducerii semnificativei a vitezei de biotransformare a substratului în produs util. De-a lungul derulării procesului se introduce aer steril sau oxigen în vederea susţinerii metabolismului propriu microorganismelor, cel necesar oxidării substratului precum şi asigurarea unei amestecări suplimentare prin barbotare faţă de eventuala amestecare mecanică. În unele cazuri, amestecarea mecanică nu este de dorit fie din cauza costurilor, fie din cauza distrugerii flocoanelor, miceliilor sau agregatelor formate din microorganisme.

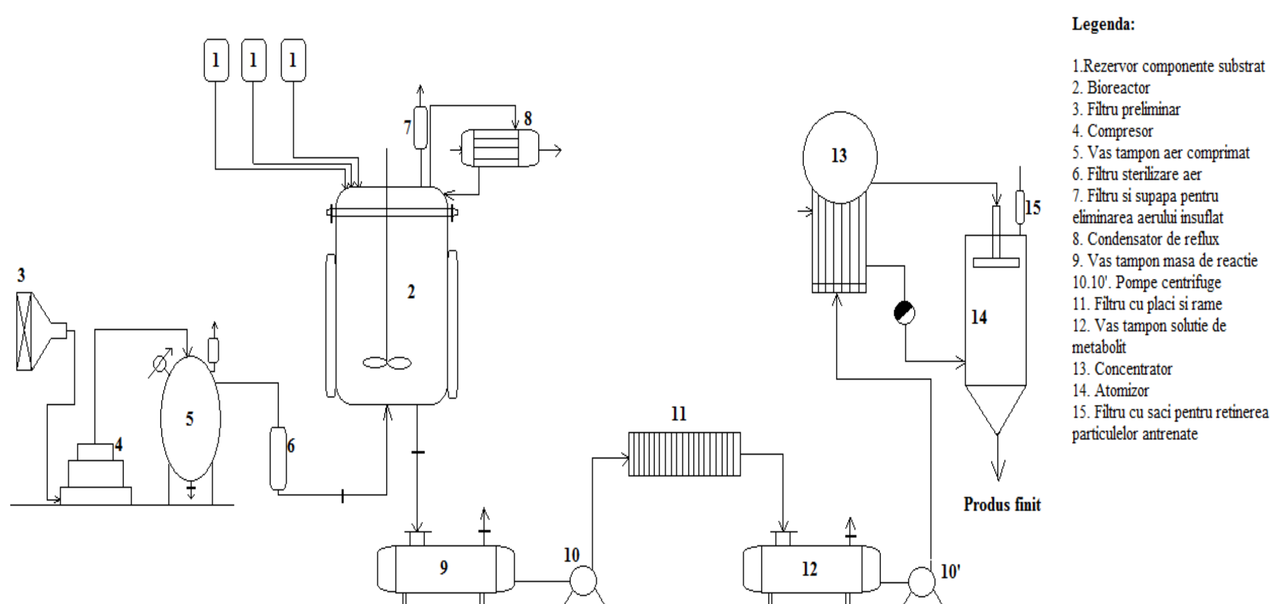
- **Faza a patra** este separarea biomasei. După terminarea bioreacţiei, urmează deversarea masei de bioreacţie într-un vas tampon sau trecerea ei directă la separarea mecanică prin centrifugare sau filtrare. Prezenţa vasului tampon este utilă pentru cantităţi mari de masă de bioreacţie, golirea bioreactorului permiţând operaţiile de spălare, igienizare şi pregătirea bioreactorului pentru şarja următoare. Separarea directă din bioreactor este utilă pentru cantităţi mici şi medii de material, eliminându-se posibilitatea de contaminare interoperaţii. Prin separarea mecanică se elimină biomasa, iar soluţia de supernatant cu metaboliţi şi materiale netransformate este trecută la separarea fizico-chimică sau termică a produsului finit.

- **Faza a cincea** este constituită de şirul operaţiilor de separare fizico-chimică a produsului util. Recuperarea şi condiţionarea compusului util urmează operaţiile normale din industria chimică: neutralizare, filtrare, concentrare, decolorare, cristalizare, separarea cristalelor, uscare, (eventual înlocuite cu atomizare sau liofilizare), cernere, ambalare şi depozitare.

- **Faza finală** e constituită de condiţionarea şi depozitarea produsului finit.

**Cunoaşterea temeinică a întregului lanţ tehnologic, a operaţiilor tehnice, reacţiilor (bio)chimice şi condiţiile de lucru** în care evoluează sistemul asigură un calcul coerent și corect al aparaturii şi parametrilor tehnologici. De aceea, pentru fiecare bioprocesare în parte trebuie stabilite de la început datele principale ale problemei şi anume:

- produsul care se doreşte a se obţine, sau procesul aplicat;
- cantitatea de material procesată sau cantitatea de produs obţinută: pe şarjă, orar, zilnic, lunar, anual;
- natura procesului tehnologic: discontinuu sau continuu;
- natura procesului fermentativ: aerob sau anaerob.




***Exemplu de schemă tehnologică a unui bioproces aerob (obținerea acidului gluconic)***

## Sterilizarea

Procesele de biosinteză industrială impun absenţa totală a sporilor de microorganisme străine provenite din apă, aer sau materii prime, care s-ar putea dezvolta în faza de fermentaţie, infectând cultura unică a microorganismului util (inoculul). De asemenea, conservarea preparatelor farmaceutice, a produselor alimentare şi a altor materiale se poate face numai în absenţa sporilor capabili de multiplicare. Această cerinţă tehnologică se poate realiza prin **sterilizare** sau **pasteurizare.**

- **Pasteurizarea** este operaţia termică prin care are drept scop distrugerea majorităţii microorganismelor, inclusiv a bacteriilor rezistente, prin încălziri şi răciri repetate sub 100 [˚C].

- **Sterilizarea** este operaţia de distrugere sau îndepărtare a tuturor formelor vegetative şi de rezistenţă a microorganismelor patogene şi apatogene din substanţe, preparate sau obiecte. În industria de biosinteză, industria farmaceutică şi industria alimentară, unde se cere distrugerea tuturor microorganismelor (reducerea totală a viabilităţii, nu distrugere în sens fizic), operaţia de sterilizare este de neînlocuit şi poate fi realizată prin unele metode:

**a) Metode termice**:
- flambare;
- sterilizare cu aer cald la 140 - 200 [˚C];
- sterilizare cu vapori de apă sub presiune la 120 - 140 [˚C];
- pasteurizare prin încălziri repetate la 70 - 100 [˚C];

**b) Metode fizice:**
- filtrare prin umpluturi fibroase;
- filtrare prin materiale poroase;
- filtrare prin membrane;
- utilizarea radiaţiilor: UV, IR, raze X, $\beta$, $\gamma$ etc.

**c) Metode chimice**:
- utilizarea agenţilor chimici: oxid de etilenă, formaldehidă, fenol, azotiperită, ozon, cloramine, hipoclorit, apă oxigenată etc.

**d) Metode de preparare pe cale aseptică.**

**- Sterilizarea termică uscată** include şi **sterilizarea prin flambare**, folosită frecvent în faza de însămânţare a inoculului şi a prelevării probelor. Acest gen de sterilizare constă în trecerea probelor sau a obiectelor prin flacără, timp de câteva secunde.

În general, metoda de sterilizare se alege în funcţie de proprietăţile fizico-chimice ale materialelor supuse sterilizării, astfel încât să se evite modificările calitative ale acestora. Între încălzirea uscată şi încălzirea umedă, în procesul de sterilizare prin metoda termică, există o deosebire importantă, ultima având o eficienţă sporită. Fenomenul se explică prin acţiunea hidratantă, coagulantă şi hidrolizantă a apei şi a aburului la temperatură mare asupra proteinei membranelor și a altor organite microbiene. Comparând performanţele sterilizării prin încălzire uscată şi umedă s-a observat că sterilizarea cu aer cald uscat necesită temperaturi şi durate mult mai mari. Din aceste motive, în tehnică se preferă sterilizarea umedă.

Parametrii principali ai procesului de distrucţie a microorganismelor sunt:

**- Timpul termic mortal** este perioada în care toate microorganismele sporulate sunt distruse la o temperatură dată.

**- Punctul termic mortal** este temperatura la care sunt distruse toate celulele unei specii în 10 minute.

Unele valori ale acestor parametri sunt prezentate în Anexă, **„v.A."**.

Pentru realizarea sterilizării trebuie menţinută temperatura pe toată durata timpului termic mortal, o procedură mai accesibilă şi controlabilă tehnologic decât ridicarea temperaturii, care poate duce la descompunerea unor componenţi din mediul de cultură.

- **Sterilizarea prin filtrare** pe materiale poroase se utilizează frecvent în cazul preparatelor termolabile. Procedeul este preferat şi atunci când preţul prea mare al energiei şi cheltuielile pentru aparatură exclud îndepărtarea microorganismelor prin metoda termică. În procesul de sterilizare prin filtrare se folosesc filtre poroase: Jena $G_5$, filtre de azbest-celuloză, (denumite filtre Seitz sau Filtrasic), filtre cu membrană, filtre de profunzime şi filtre absolute.

- **Sterilizarea cu ajutorul radiaţiilor**, deşi prezintă unele neajunsuri, este aplicată din ce în ce mai mult în industrie, atât pentru sterilizarea produselor, cât şi a aerului din boxele sterile.

- **Prepararea produselor pe cale aseptică** se utilizează atunci când nu este posibilă sterilizarea lor prin procedeele prezentate anterior. Tehnologia preparării aseptice se realizează în boxe sterile, aerul din acestea fiind sterilizat prin filtrare, iradiere sau cu agenţi chimici. În ultima perioadă a fost extinsă la scară industrială sterilizarea aerului din boxe prin curgere peliculară, (laminară), controlul sterilităţii aerului făcându-se cu ajutorul filtrelor cu membrană.

- **Sterilizarea aerului** tehnologic necesar în fermentaţia aerobă constituie una din problemele de importanţă majoră în ingineria biochimică, de rezolvarea căreia depinde buna desfăşurare a procesului de biosinteză. Dificultăţile procesului de sterilizare a aerului sunt generate de varietatea mare de microorganisme conţinute: bacterii, spori bacterieni, fungi, viruşi etc., de debitul mare material, (aer), vehiculat, de rezistenţa lor la temperatură uscată şi de limitele largi și foarte diferite ale dimensiunilor acestora. Principalele specii de bacterii şi spori bacterieni, împreună cu dimensiunile lor: lungime, lăţime, diametru, sunt prezentate în literatura de specialitate. Pentru sterilizarea aerului sunt propuse următoarele metode:

- sterilizare termică;
- sterilizare cu raze ionizante sau UV;
- sterilizare cu agenţi chimici;
- sterilizare prin filtrare.

La sterilizarea aerului prin utilizarea procesului termic uscat, se cer temperaturi ridicate deoarece microorganismele au rezistenţă mare la uscăciune. Sporii din aer sunt distruşi în 24 [s] la 218 ÷ 220 [˚C]. Această temperatură poate fi obţinută fie prin încălzirea aerului într-un schimbător de căldură, o metodă neeconomică din cauza transferului prost de căldură între perete și gaz, dar și din cauza necesității unei surse termice cu potențial termic foarte ridicat, de exemplu abur saturat cu presiunea de peste 30 [ata] ce asigură 233 [$^0$C], **„v.A."**, fie prin comprimarea aerului într-un compresor adiabatic, proces mai uşor realizabil, mai ales că pentru vehicularea aerului în instalaţie este necesară ridicarea presiunii acestuia.

Sterilizarea aerului prin metoda filtrării se realizează pe filtre mecanice prevăzute cu un strat de material fibros ori poros. La început s-au folosit fibre din bumbac, dar odată cu dezvoltarea producţiei industriale de antibiotice, fibrele din bumbac au fost înlocuite cu fibre din sticlă s-au din alte materiale.

## Sterilizarea aerului de barbotare prin comprimare (încălzire uscată)

### Algoritm de calcul pentru sterilizarea termică uscată

**1. -** Calculul lucrului mecanic la comprimarea aerului într-o singură treaptă;
**2.** - Calculul lucrului mecanic la comprimarea aerului în mai multe treapte;
**3.** - Calculul temperaturii la ieșirea gazului din compresor;
**4.** - Calculul puterii necesare și instalate.

**Observaţii asupra punctelor algoritmului**

**1.** - Pentru **compresoarele cu o singură treaptă** se poate calcula lucrul mecanic teoretic adiabatic, $L_{ad}$ în [J/kg], efectuat în timpul compresiei adiabatice a 1 [kg de gaz] cu formula:

$$L_{ad} = \frac{k}{k-1} \cdot p_1 \cdot v_1 \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] = \frac{k}{k-1} \cdot R \cdot T_1 \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right],$$

sau utilizând diagrame de calcul: $L_{ad} = i_1 - i_2$;

**2.** - **Pentru compresoarele cu mai multe trepte** se poate calcula lucrul mecanic teoretic adiabatic, $L_{ad}$ în [J/kg], efectuat în timpul compresiei adiabatice a 1 [kg de gaz] cu formula:

$$L_{ad} = n \cdot \frac{k}{k-1} \cdot p_1 \cdot v_1 \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k \cdot n}} - 1 \right] = n \cdot \frac{k}{k-1} \cdot R \cdot T_1 \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k \cdot n}} - 1 \right],$$

- numărul de trepte de comprimare, n, [-], se determină cu aproximație cu relația:

$$x^n = \left( \frac{p_2}{p_1} \right) \qquad n = \left( \frac{\lg p_2 - \lg p_1}{\lg x} \right),$$

- x este gradul de comprimare într-o singură treaptă.

- Relațiile sunt valabile pentru același grad de compresie între trepte, pentru gaze cvasiideale și la aceeași temperatură de intrare în fiecare treaptă.

**3.** - **Temperatura** gazului **la ieşirea din compresor** se determină cu relaţia:

$$\frac{T_2}{T_1} = \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}}.$$

- **Se verifică** temperatura de ieșire a gazului, (aerului), pentru eliminarea sporilor.

- **Observație**: Dacă se impune temperatura de ieșire a gazului din compresor, din aceeași relație se poate determina presiunea finală necesară, deci alegerea compresorului.

**4.** - **Puterea**, P, necesară compresorului cu o singură treaptă sau cu mai multe trepte, se determină cu ecuaţia, în [kW]: $P = \frac{G \cdot L_{ad}}{3\,600 \cdot 1\,000 \cdot \eta_T}$.

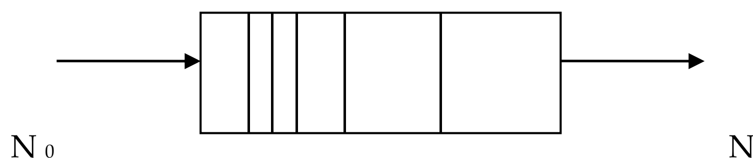
- Pentru **compresoarele pentru aer**, se mai pot utiliza relațiile.

$$P = \frac{1{,}69 \cdot G \cdot L_{ad}}{3\,600 \cdot 1\,000 \cdot \eta_T} = \frac{1{,}69 \cdot R \cdot T_1 \cdot \ln\left(\frac{p_2}{p_1}\right)}{3600 \cdot 1000 \cdot \eta_T}.$$

În relațiile anterior prezentate: - k este exponentul adiabatic al gazului: k = $c_p/c_v$; pentru aer, k = 1,4;

- $p_1$ şi $p_2$ sunt presiunile de la care aspiră şi refulează compresorul, [Pa];
- $v_1$ este volumul specific de gaz în condiţiile iniţiale $p_1$ şi $T_1$, [m$^3$/kg];
- R este constanta gazului, $R = \frac{8\,310}{M}$, [J/kg·$^0$K]; - R = 0,00314 [m$^3$·bar/kmol·$^0$K];
- R = 0,008205 [m$^3$·atm/kmol·$^0$K];
- M este masa moleculară a gazului, [kg/kmol]; pentru aer: M = 28,9 [kg/kmol];
- $\eta_T$ este randamentul total al compresorului; de exemplu: $\eta_{compr}$ = 0,8 [-], sau 80 [%];
- temperatura iniţială a aerului se poate lua T = 20 [$^0$C] = 293 [$^0$ K];
- presiunea atmosferică este considerată cea normală; 760 [mm Hg];
- $i_1$ și $i_2$ sunt entalpiile specifice între presiunea inițială și cea finală, [J/kg].

## Sterilizarea aerului prin filtrare




- **Cinetica de reţinere** a microorganismelor pe fibrele filtrului este una de ordinul I, arătând că reţinerea este proporţională cu drumul parcurs de particulă de-a lungul filtrului:

$$\frac{dN}{dH} = -K \cdot N,$$

unde: - N - este numărul de microorganisme viabile, [-];

- K - este constanta vitezei de reţinere, [1/m];
- H - este lungimea filtrului, a stratului filtrant, [m].
- **Prin integrarea ecuaţiei în condiţiile**:
  - $N = N_0$ pentru $H = H_0$, adică la capătul de intrare;
  - N = N pentru lungimea H = H, se obţine:

$$\frac{N}{N_0} = e^{-KH} \; ; \qquad N = N_0 \cdot e^{-KH} \; ; \qquad \ln\frac{N}{N_0} = -K \cdot H$$

unde: - $N_0$ - este contaminarea iniţială;

- N - este concentraţia particulelor din aer la ieşirea din filtru.

Relaţia este cunoscută ca relaţia logaritmică a penetraţiei.

**Eficienţa** reţinerii filtrului, E, este definită ca raportul dintre numărul de particule reţinute şi numărul iniţial de particule din aerul trecut prin filtru:

$$E = \frac{N_0 - N}{N_0} = 1 - \frac{N}{N_0} \qquad \text{sau:} \qquad E = 1 - e^{-KH}.$$

- Pentru a calcula înălţimea, (lungimea), filtrului trebuie determinată K, constanta de reţinere.

**- Conceptul de $X_{90}$** s-a introdus pentru a arăta eficienţa reţinerii a 90 [%] din microorganismelor care tranzitează filtrul:

$$\ln\frac{1}{10} = -K\,X_{90}; \quad \lg 0{,}1 = -1; \quad 2{,}303\lg\frac{1}{10} = -K\,X_{90}; \quad \text{adică:} \quad X_{90} = \frac{2{,}303}{K}.$$

- K este o mărime specifică fiecărui tip de microorganism, vitezei de curgere a mediului, de tipul şi grosimea fibrei filtrante, **„v.A."**.

## Algoritmul de calcul pentru filtrul fibros

**1.** - Se determină debitul de aer necesar (pentru agitare, aerare, oxidare, creștere, ...);
**2.** - Se determină timpul de fermentaţie;
**3.** - Se determină concentraţia microorganismelor din locul de aspiraţie a aerului care urmează a fi barbotat în mediul de (bio)cultură;
**4.** - Se impune numărul admis de celule patogene în (bio)culturi;
**5.** - Se calculează numărul total permis de microorganisme patogene din fermentator la sfârşitul fermentaţiei;
**6.** - Se determină numărul de microorganisme reţinute în total pe filtru pentru ca în finalul (bio)reacției să avem numărul permis de microorganisme patogene;
**7.** - Se determină K, **„v.A."**;
**8.** - Se aplică relaţia de dimensionare a filtrului pentru a i se afla lungimea necesară;
**9.** - Se aplică coeficientul de corecţie al lungimii filtrului;
**10.** - Se verifică unităţile de măsură introduse în relaţiile de calcul;
**11.** - Se determină caracteristicile aparatului de serilizare a aerului prin filtrare: suprafaţa transversală necesară și diametrul filtrului.

### Observații asupra punctelor algoritmului

**1.** - Debitul total de aer necesar, $Q_v$, [m$^3$], (pentru agitare, aerare, oxidare, creștere etc.), se obține din bilanțul total de materiale.

**2.** - Timpul de fermentaţie, $\tau$, [h], este specific tipului de bioprodus sau bioreacție.

**3. -** Numărul normal acceptat de microorganisme în aer, $N_n$, este de [250/m$^3$]. Această valoare este una impusă de parametri de calitate a aerului în medii urbane sau industriale.

**4.** Numărul normal de microorganisme patogene admise în culturi este de [1/l litru], adică [$10^{-3}$/ml], sau [1 000/m$^3$].

**5.** - Numărul total permis de microorganisme patogene din fermentator la sfârşitul fermentaţiei este: $N_{permis} = V_{amestec}$ [l] × 1 [buc/l].

**6.** - Numărul de microorganisme reţinute în total pe filtru pentru ca în final să avem numărul permis este: $N_{total} = N_n \times Q_v \times \tau_{fermentație}$, $[nr = \frac{nr}{m^3} \times \frac{m^3}{h} \times h]$.

**7.** - Se determină K, **„v.A.”**.

**8.** - Se aplică relația de dimensionare a filtrului pentru a i se afla lungimea necesară: $\ln (N_{permis}/N_{total}) = - K \cdot H$.

**9.** - Se aplică un coeficient de corecţie, supraunitar, dependent de numărul de cicluri de fermentaţie deservite de filtru, de tipul şi modul de sterilizare a filtrului, de tipul constructiv, calitatea construcției filtrului, modul de operare şi deservire etc.

**11.** - Se determină caracteristicile aparatului de serilizare a aerului prin filtrare:

- suprafaţa transversală necesară: $S = Q_V/(\varepsilon_f \cdot w)$;
- diametrul filtrului: $D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_V}{\pi \cdot \varepsilon_f \cdot w}}$,

- $\varepsilon_f$ este volumul liber al masei de fibre sau granule a filtrului de reținere, [m$^3$/m$^3$], [-].

- w este viteza de curgere a aerului prin filtru, [m/s].

- Valoarea diametrului rezultat din calcul trebuie corectat, standardizat, **„v.A.”**, cu diametrul ţevilor din care sunt confecţionate acestea, (**„v. A.”** la tabelul cu diametrul țevilor), apoi se calculează $S_{element}$: $S_{element} = (\pi \cdot D^2)/4$;

- numărul de elemente filtrante: $n_f = S_{total}/S_{element}$;
- calculul vitezei aerului în fiecare filtru: viteza fictivă şi viteza reală;
- calculul pierderii de presiune în filtru, considerându-se acesta ca o coloană cu umplutură uscată parcursă de un fluid, **„v.A”**.

- Cu valoarea pierderii de presiune printr-un filtru: $\Delta p_{filtru}$, [Pa]; se calculează pierderea de presiune pentru toată bateria de filtre: $\Delta p_{T\,filtru} = n_f \cdot \Delta p_{filtru}$, [Pa].

- Această valoare se adaugă pierderilor totale de presiune deja calculate anterior pentru traseul de conducte: $\Delta p_d$, $\Delta p_{fr}$, $\Delta p_{rl}$, $\Delta p_h$, $\Delta p_{st}$, apărând astfel o nouă valoare a pierderii de presiune, $\Delta p_{int.}$:

$$\Delta p_{int.} = \Delta p_d + \Delta p_{fr} + \Delta p_{rl} + \Delta p_h + \Delta p_{st} + \Delta p_{T\,filtru}, \text{ [Pa]}.$$

- În funcţie de valoarea totalului pierderilor de presiune astfel determinate, $\Delta p_{int}$, se poate evalua pierderea de presiune proprie compresorului, datorită modelelor şi tipurilor constructive ale acestora. Aceste valori se preiau din cataloagele, caietele de sarcini, prospectele sau informaţiile producătorilor de compresoare şi sunt dependente de tipul de utilaj. Pe lângă presiunea dezvoltată de compresor, din aceste materiale informatice se alege şi debitul acestuia și alte detalii tehnico-funcționale. O prezentare succintă a unei diagrame pentru alegerea dispozitivelor de vehiculare a fluidelor este dată în **„v.A."**.

- Pentru un calcul orientativ se poate considera ca pierdere proprie compresorului o valoare de 25 ÷ 30 [%] din valoarea totală intermediară calculată mai sus, adică:

$$\Delta p_{fin.} = (1,25 \div 1,30) \cdot \Delta p_{int.}$$

- Având valoarea presiunii totale finale, se poate determina **temperatura** la sfârşitul comprimării adiabatice. În acest fel se poate compara valoarea acesteia cu cele prezentate în literatură pentru sterilizarea uscată, eventual o estimare a unui grad de sterilizare chiar din momentul comprimării aerului tehnologic. Relaţia de calcul se găseşte în Anexă, **„v.A."**.

- Totodată, cu ajutorul relaţiilor prezentate în Anexă, **„v.A."**, se poate determina **puterea** necesară motorului compresorului pentru efectuarea acestui serviciu şi **puterea instalată,** după recomandările de la capitolul pompe și compresoare.

## Calculul teoretic al sterilizarii aerului prin filtrare pe materiale granulare sau fibroase

**Observație: Acest mod de calcul trebuie aplicat cu circumspecție, trebuind să fie coroborat și cu alte date despre sterilizarea prin filtrație.**

O schemă de principiu a acestui tip de calcul teoretic de sterilizare este prezentată în [1, pag. 42], inclusiv modelul fizic al ansamblului procesului de filtrație, de unde se poate determina randamentul de filtrație. Sterilizarea aerului care intră în instalație este un proces continuu, chiar dacă procesul de fermentație este tip șarjă, eventual derulate decalat sau succesiv.

- Calculul randamentului de filtrație se face după formula:

$$\eta_T = \eta_d + \eta_i + \eta_s + \eta_e + \eta_w,$$

unde: - $\eta_T$ = randamentul total al separării particulelor;

- $\eta_d$ = randamentul separării particulelor prin difuziune;
- $\eta_i$ = randamentul separării particulelor prin inserție și interceptare;

- $\eta_s$ = randamentul separării particulelor prin sedimentare;
- $\eta_e$ = randamentul separării particulelor datorită forțelor electrostatice;
- $\eta_w$ = randamentul separării particulelor datorită forțelor Van der Waals.

- Fiecare dintre aceste procese influențează randamentul total într-o anume măsură, putând fi calculate pentru cazuri concrete în care se cunosc:

- diametrul fibrei, $d_f$, [μm], $10^{-5}$ [m];
- diametrul mediu al particulei ce trece peste materialul granular sau fibros, microorganismele ce trebuie reținute, $d_p$, [nm], $10^{-8}$ [m];
- criteriul Reynolds pentru curgerea aerului prin filtru: $Re = \dfrac{w \cdot d_p \cdot \rho_e}{\eta_e}$;
- temperatura de lucru, T, [°C];
- viteza particulei înainte de a ajunge la fibră, w, [m/s];
- volumul de fibră pe unitatea de volum de filtru, $\alpha$, [-];
- porozitatea filtrului, $\varepsilon = 1 - \alpha$, [-];
- densitatea particulelor, microorganismelor, $\rho_p$, [kg/m³].

- Cu aceste date se pot calcula celelalte mărimi, dupa cum urmează:

**1. Calculul randamentului separarii particulelor prin difuzie**

- Relația de calcul este:

$$\eta_d = \frac{1}{2 \cdot (2 - \ln Re)} \cdot [2 \cdot (1 + \frac{2 \cdot x_0}{d_f}) \cdot \ln(1 + \frac{2 \cdot x_o}{d_f}) - (1 + \frac{2 \cdot x_0}{d_f}) + \frac{1}{\frac{2 \cdot x_o}{d_f} + 1}]$$

unde: - $2 \cdot x_0/d_f = (1{,}12 \cdot D_B/C_L/d_f)^{1/3}$;
- $C_L = v_0/ 2 \cdot (2 - \ln Re)$;
- $D_B$ = coeficientul de difuziune browniană = $C \cdot T \cdot k_B/3 \cdot \pi \cdot \mu \cdot d_p$;
- C = coeficientul de corecție Cunningham, C = 1,06 ;
- $k_B$ = constanta lui Boltzmann, $k_B = 1{,}37 \cdot 10^{-23}$ [kg·m²/s].

**2. Calculul randamentului separării particulelor prin inserție și inerceptare**

- Formula de calcul este:

$$\eta_i = \frac{1}{2 \cdot (2 - \ln Re)} \cdot [2 \cdot (1 + R) \cdot \ln(1 + R) - (1 + R) + \frac{1}{R + 1}]$$

unde: - R = parametrul interceptarii, $R = d_p/d_f$ ;

**3. Calculul randamentului separarii particulelor prin sedimentare**

$$\eta_s = \frac{C \cdot d_p \cdot 2 \cdot \rho_p \cdot g}{18 \cdot \mu \cdot v_0}$$

**4. Calculul randamentului separării particulelor datorită forțelor Van der Waals**

$$\eta_w = [\frac{43,9 \cdot d_p^2}{(2 - \ln Re)^2}]^{1/3}.$$

## Sterilizarea mediului de cultură prin încălzire

Procesul de **distrucţie termică a microorganismelor** poate fi asimilat prin analogie cu reţinerea microorganismelor pe filtre fibroase reacţiei monomoleculare de ordinul I, a cărei viteză de reacţie este descrisă prin ecuaţia:

$$-\frac{dN}{d\tau} = k \cdot N\,; \quad \text{N = număr microorganisme/V [1/ml];}$$

τ = timp de sterilizare, [s]; k = constanta de deces, de dispariţie, [s⁻¹];

$$\int_{N_0}^{N} \frac{dN}{N} = -k \cdot \int_0^{\tau} d\tau\,; \quad \ln\left(\frac{N}{N_0}\right) = -k \cdot \tau\,; \quad 2{,}303 \cdot \lg\frac{N}{N_0} = -k \cdot \tau\,; \quad N = N_0 \cdot e^{-k \cdot \tau}\,;$$

$$\tau = \frac{2{,}303}{k} \cdot \lg\frac{N_0}{N}, \qquad \ln\frac{N_0}{N} = k \cdot \tau.$$

$$\ln\frac{N_0}{N} = k_0 \cdot e^{-\frac{E_a}{R \cdot T}} \cdot \tau,\; E_a\,\text{(spor)} = 300 \div 400\ \text{[kJ/kmol]};$$

- R = 0,008205 [m³·atm /⁰K·kmol], - R = 0,00314 [m³·bar /⁰K·kmol],

- R = 8 310 [J /⁰K·kmol].

- Cunoscându-se valoarea energiei de activare, $E_a$, [J/mol] şi a factorului preexponenţial, $k_0$, [$s^{-1}$] se poate determina timpul de menţinere la temperatura T, [⁰K], în care se „degradează" microorganismele, adică timpul de sterilizare pentru orice sistem.

- În practică se preferă timpul care să distrugă cei mai rezistenţi agenţi patogeni.

- Ecuaţia permite simularea numerică a sterilizării, plecând de la valorile cinetice, tehnologice şi ale gradului de sterilizare. In mod normal se consideră un grad de sterilizare, N, care să asigure 1 [microorganism/1 l de substrat] sau $10^{-3}$ [microorganisme/1 ml]; sau 1 000 [microorganisme/1 m³]. Pentru sisteme pretenţioase, valoarea poate fi mai mică, după caz.

- Valoarea $N_0$ a contaminării iniţiale se determină prin măsurători microbiologice, deoarece contaminarea materialelor depinde de condiţiile de transport, depozitare, de igienă locală etc.

- Din datele din literatură se pot determina aceste valori, **„v.A."**.

## Algoritmul de calcul pentru sterilizarea termică

**1.** - Se determină numărul inițial de microorganisme din mediul de cultură și tipul lor;
**2.** - Se determină constanta de deces a microorganismelor;
**3.** - Se calculează factorul preexponențial și energia de activare pentru reacția de deces a tipului respectiv de microorganism;
**4.** - Se efectuează o simulare numerică pentru optimizarea procesului;
**5.** - Se calculează timpul τ, [s], de menținere la temperatura T, [$^0$C] de sterilizare.

### Observații asupra punctelor algoritmului

**1.** - Valoarea $N_0$ a contaminării iniţiale se determină prin măsurători microbiologice de laborator, deoarece contaminarea materiilor prime, materialelor și instalațiilor depinde de condiţiile de transport, depozitare, de igienă locală, de mod de operare etc.

**2.** - Constanta de deces a microorganismelor se poate determina din date experimentale sau din date de literatură, prin calcul, deoarece procesul de **distrucţie termică a microorganismelor** poate fi asimilat reacţiei monomoleculare de ordinul I, vezi mai sus.

**3. -** Se calculează factorul preexponențial și energia de activare pentru reacția de deces a tipului respectiv de microorganism. Calculul se bazează fie pe date experimentale, fie din date de literatură **„v.A.”**.

**4.** - Simularea numerică este utilă pentru optimizarea procesului, deoarece se pot afla valorile convenabile ale temperaturii și timpului de menținere pentru sterilizare, utilizându-se valorile tehnologice din cadrul instalației.

**5.** - Se calculează, sau se determină din simularea numerică timpul τ, [s], de menținere la temperatura T, [$^0$C] de sterilizare. În practică se preferă timpul care să distrugă cei mai rezistenți agenți patogeni.

## Calculul sterilizării umede a aparaturii şi mediului de cultură prin încălzire în bioreactor

**-** Pentru calculul sterilizării (bio)reactorului se pornește de la tipul de proces tehnologic:

**a)** - discontinuu:
- **α** - încălzire prin manta;
- **β** - încălzire prin serpentină;
- **γ** - încălzire cu „abur viu”;
- **δ** - încălzire electrică.

**b)** - continuu.

**a) α)** - Pentru sistemul discontinuu, interiorul (bio)reactorului se va steriliza simultan cu cea a mediului de cultură prin încălzirea (bio)reactorului cu ajutorul aburului introdus în mantaua acestuia. Temperatura şi timpul de sterilizare se stabileşte conform cineticilor de deces a microorganismelor (vezi mai sus.).

Ca şi proces, mediul de cultură se încarcă în bioreactor, se etanşază recipientul şi se încălzeşte sub agitare mecanică până la temperatura prestabilită cu abur saturat întrodus în mantaua reactorului. Vor exista trei perioade distincte:

**1.** - perioada de încălzire;

**2.**. - perioada de menţinere la temperatura de sterilizare;

**3.** - perioada de răcire până la temperatura de inoculare cu sușa de cultură nobilă, preparatul microbiologic exersat pentru bioreacția respectivă, inoculul.

În timpul menţinerii la temperatura prescrisă, care este şi cea de fierbere a apei la presiunea respectivă, vaporii de apă degajaţi sunt condensaţi într-un condensator plasat deasupra reactorului, condensul returnându-se în vas, pentru a se menţine concentraţia mediului de cultură, evitându-se şi evacuarea aburului în mediul înconjurător. Diagrama Temperatură - timp pentru procesul de sterilizare umedă direct în bioreactor este prezentată mai jos. Se remarcă prezenţa a celor trei porţiuni de timp și fenomene distincte: **1.**, **2.**, **3.**.

- Parametrii care trebuie calculaţi sunt: timpul de încălzire, ($\tau_î$), de menţinere, ($\tau_m$), respectiv de răcire, ($\tau_r$), precum şi debitele, (cantităţile), de abur, respectiv apă de răcire.

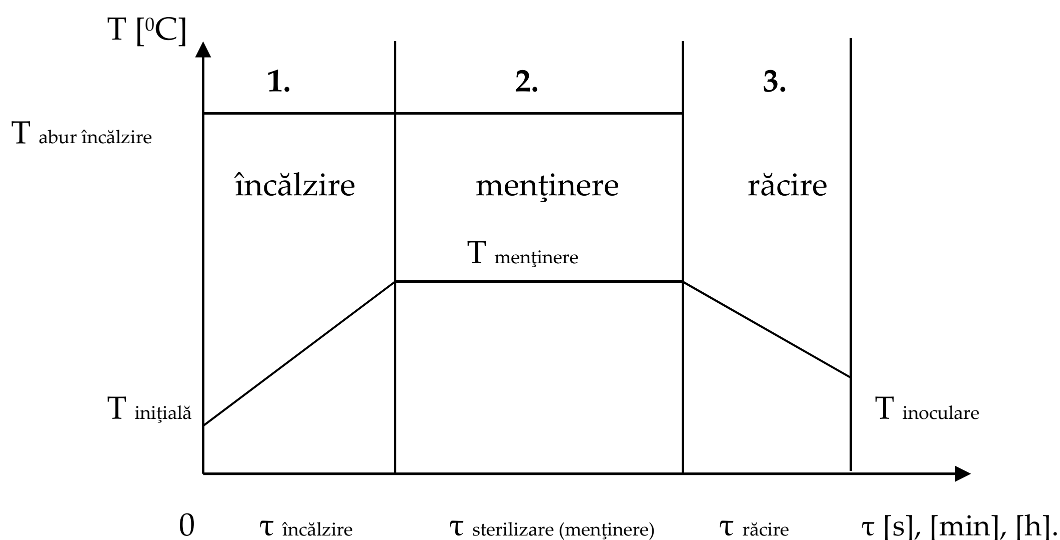



***Diagrama Temperatură - timp la sterilizarea discontinuă***

## Algoritmul de calcul pentru încălzirea aparaturii și a mediului de cultură

**1.** - Se identifică sursa termică și parametrii săi;

**2.** - Se calculează bilanțul termic global;

**3.** - Calculul căldurii necesare încălzirii sistemului până la temperatura de sterilizare;

**4.** - Calculul sau estimarea căldurii pierdute în mediul înconjurător;

**5.** - Calculul grosimii stratului de izolație;

**6.** - Calculul suprafeței de transfer termic;

**7.** - Determinarea forței motrice medii, $\Delta T_{med}$;

8. - Calculul timpului de încălzire al reactorului și masei de reacție;

**9**. - Calculul cantității sau a debitului de agent termic.

### Observații asupra punctelor algoritmului

**1.** - Încălzirea reactorului se face de obicei cu abur industrial la presiunea standard de livrare de la centrala termică a unității, abur saturat cu presiunea $p_s$, [ata] la temperatura de saturaţie, $T_s$. La această temperatură, $T_s$, se preiau din tabele caracteristicile aburului: temperatură, presiune, entalpia specifică a vaporilor, i'', [kJ/kg], entalpia specifică a condensului, i', [kJ/kg], entalpia de schimbare de fază, (căldura latentă de condensare), $r_s$, [kJ/kg], densitatea, $\rho$, [kg/m$^3$], viscozitatea dinamică a lichidului, (condensului), $\eta$, [Pa·s], difuzivitatea termică, a, [m$^2$/s]. Din datele furnizate de producătorul de abur trebuie obţinute valoarea titlului aburului, x, [-], adică a procentului de condens prezent în vapori şi a procentului de gaze necondensabile, Y, [%], din vaporii furnizaţi, **„v.A.”**.

**2.** - Ecuaţia generală de bilanţ termic:

$$Q_{cedat} = Q_{transferat} = Q_{primit} + Q_{pierderi};$$

- $Q_{cedat}$ este căldura cedată de aburul de încălzire şi anume căldură latentă;
- $Q_{transferat}$ este căldura transferată prin perete de la aburul de încălzire prin peretele reactorului la lichidul sub agitare;
- $Q_{primit} = Q_{încălzire}$, este căldura primită de ansamblul: (bioreactor + mediul de reacţie) şi anume căldură specifică;
- $Q_{pierderi}$ este energia termică disipată în mediul înconjurător.

**3.** - Căldura necesară încălzirii întregului sistem este suma a trei termeni:

$$Q_{încălzire} = Q_{m.cp} + Q_{reactor} + Q_{pierderi};$$

$$Q_{m.cp.} = m_{m.cp} \cdot \rho_{m.cp} \cdot \Delta T; \quad Q_{reactor} = M_r \cdot c_{p\,oțel} \cdot \Delta T; \quad \Delta T = (T_s - 20), [^0C];$$

$$Q_{pierderi} = \alpha_{ext} \cdot A_{ext} \cdot \Delta T; \quad \Delta T = (40 - 20), [^0C];$$

$$Q_{încălzire} = K \cdot A_m \cdot \Delta T_{med} \cdot \tau_{încălzire};$$

- $\tau_{\text{încălzire}}$ este timpul de încălzire, [s];

- K este coeficientul total de transfer termic, [$W/m^2 \cdot {}^0K$], determinat cu relații de calcul caracteristice sau din diagrame specifice, **„v.A."**;

**4. -** Căldura pierdută înspre mediul exterior are ca potenţial termic diferenţa de temperatură dintre suprafaţa izolaţiei bioreactorului şi a mediului înconjurător. Temperatura de 40 [$^0$C] este cea maximă impusă de normele de protecţie a muncii, care normează această valoare pentru a feri operatorii chimişti de posibilele arsuri termice.

$$Q_{pierderi} = \alpha_{ext} \cdot A_{ext} \cdot \Delta T; \qquad \Delta T = (40 - 20), [{}^0C];$$

- $A_{ext}$, [$m^2$], este suprafaţa exterioară a izolaţiei bioreactorului, care este mai mare decât suprafaţa mantalei din cauza grosimii stratului izolant;

- $\alpha_{ext} = 9{,}74 + 0{,}07 \cdot (T_p - T_{aer})$, [$W/m^2 \cdot {}^0K$], este coeficientul parţial de transfer termic de la suprafaţa exterioară înspre aerul înconjurător, **„v.A."**.

- Pentru un calcul aproximativ se poate estima o pierdere de căldură cuprinsă între 2 ÷ 10 [%] din totalul căldurii schimbate. În condițiile în care încălzirea globală și conservarea energiei sunt probleme cu urmări serioase, este de preferat limitarea pierderilor termice în mediul înconjurător.

**5.** - Această grosime, δ, [m], se calculează având în vedere limita maximă de temperatură admisibilă în mantaua bioreactorului şi temperatura maximă impusă de normele de protecţie a muncii, precum și tipul de material de izolație:

$$\frac{\lambda_{iz}}{\delta_{iz}} \cdot (T_s - 40) = \alpha_{ext} \cdot (40 - 20);$$

**6.** - Suprafața de transfer termic este suprafața interioară a mantalei, prelevată din cataloagele de utilaje sau estimate printr-un calcul orientativ.

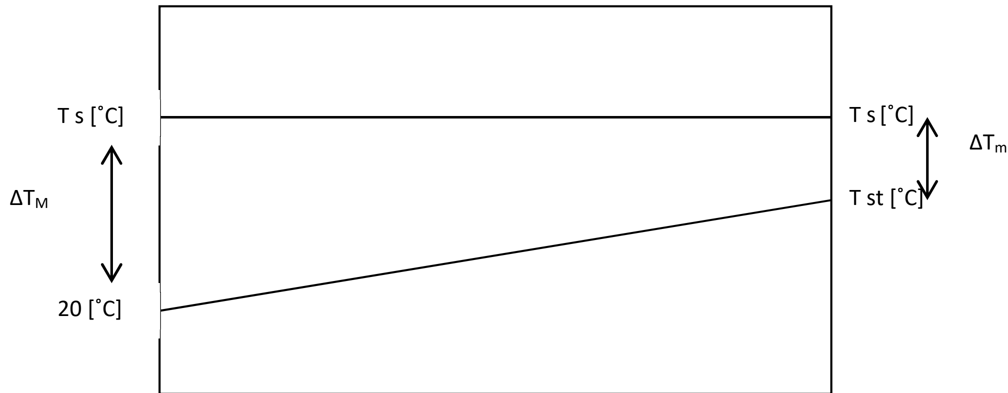
$$A_m = \pi \cdot D_r \cdot H_m + \pi \cdot \frac{D_r^2}{4}$$

unde: - $A_m$ - aria de transfer termic, aria mantalei de încălzire, [$m^2$];

- $D_r$ - diametrul reactorului, [$m^2$];

- $H_m$ - înălţimea mantalei reactorului, [m].

**7. - Diagrama termică** pentru perioada de încălzire este dată mai jos:




$\Delta T_{med}$, se determină cu relația: $$\Delta T_{med} = \frac{\Delta T_M - \Delta T_m}{\ln \frac{\Delta T_M}{\Delta T_m}},$$

unde: - $\Delta T_m = (T_s - T_{st})$ este diferența minimă de temperatură la sfîrşitul etapei de încălzire;

- $\Delta T_M = (T_s - 20)$ este diferența maximă de temperatură la începutul etapei, [$^0$K].

**8. -** Timpul de încălzire se determină din relația:

$$\tau_{incalzire} = \frac{Q_{incazire}}{K \cdot A_m \cdot \Delta T_{med}} = \frac{\left(m_{c.m} \cdot \rho_{m.c.} + M_r \cdot c_{p\,otel}\right) \cdot \left(T_s - 20\right) + \alpha_{ext} \cdot A_{ext} \cdot \left(40 - 20\right)}{K \cdot A_m \cdot \Delta T_{med}},$$

**9.** - **Masa de abur**, [kg], necesară în perioada încălzirii se calculează cu relația:

$$M_{abur} = \frac{Q_{incalzire}}{(1-x)\cdot(1-Y)\cdot r_s},$$

- iar debitul necesar, [kg/s]: $$Q_{M\,abur} = \frac{M_{abur}}{\tau_{incalzire}}.,$$

unde: - x este umiditatea aburului, cantitatea de abur deja condensată datorită pierderilor de căldură pe traseul centrala termică - aparat, [%];

- Y este fracția de gaze necondensabile prezente în abur, [%].

- $r_s$ este căldura latentă de condensare, [kJ/kg].

## Calculul sterilizării umede a aparaturii şi mediului de cultură prin încălzire în bioreactor prin intermediul serpentinelor

### Observații asupra punctelor algoritmului

Sunt valabile **TOATE** punctele algoritmului de încălzire a bioreactorului cu diferența:

- **a). β 1) - Încălzire prin serpentină, β 1.**

- Se calculează aria medie a unei serpentine:

$$S_{serp} = \pi \cdot d_{med} \cdot L_{serp}; \qquad d_{med} = (d_e + d_i)/2;$$

- Se calculează aria totală de transfer a serpentinelor:

$$S_{T\,serp} = n_{serp} \cdot S_{serp};$$

- n - este numărul de serpentine, [-]

- **Observație:** - deosebirea constă în modul de calcul pentru suprafața de transfer termic datorită geometriei sistemului.

- Din punct de vedere tehnologic, lungimea serpentinei nu poate fi prea mare, în funcție de diametru, cel mult 20 ÷ 25 [m]. Acest lucru este necesar pentru ca lichidul, condensul, să nu inunde spațiul interior al țevii, îngreunând transferul termic.

- Serpentinele se plasează în baterii de 3 ÷ 5 bucăți cu alimentare și scurgere comună.

- Scurgerea comună a bateriilor de serpentine se cuplează la o evacuare comună a condensului.

- În acest mod se poate asigura suprafața de încălzire necesară.

**- Avantaje:**

– se poate utiliza numai o parte a bioreactorului, nefiind nevoie de umplere completă;
– coeficient total de transfer mai bun, mai mare;
– grad de turbulență mai ridicat datorită prezenței serpentinelor; care joacă și rolul de spărgătoare de vârtej;
– arie de transfer termic flexibilă, predictibilă după necesitățile rezultate din predimensionarea operației și dimensionarea bioreactorului;

**- Dezavantaje:**

– sisteme de manipulare complexe a bateriilor de serpentine, care pot ajunge la 12 ÷ 25 baterii;
– greutate proprie ce poate depăși pe cea a unui (bio)reactor cu manta;
– curățare dificilă pe exteriorul serpentinei, adică de partea de către masa de (bio)reacție;
– reducerea volumului util al (bio)reactorului, prin prezența fizică a serpentinelor;

- **a). $\beta_2$) - Încălzire prin serpentină și manta**; **$\beta_2$.**

- Se calculează aria medie a unei serpentine:

$$S_{serp} = \pi \cdot d_{med} \cdot L_{serp}\,; \qquad d_{med} = (d_e + d_i)/2;$$

- Se calculează aria totală de transfer a serpentinelor:

$$S_{T\,serp} = n_{serp} \cdot S_{serp};$$

- n - este numărul de serpentine, [-];

$$A_{finală} = A_{manta} + A_{serp};$$

- **Observație:** - deosebirea constă în modul de calcul pentru suprafața de transfer termic datorită geometriei sistemului, manta plus serpentină.

**- Avantaje:**

- se poate utiliza simultan o suprafață de încălzire mai mare, deci reducerea timpului de încălzire, același avantaj fiind și în faza de răcire a mediului de cultură;
- coeficient total de transfer mai bun, mai mare, datorită și prezenței serpentinelor, care oferă coeficienți parțiali mai mari;
- grad de turbulență mai ridicat în vas datorită prezenței serpentinelor; care joacă și rolul de spărgătoare de vârtej;
- arie de transfer termic flexibilă, predictibilă după necesitățile rezultate din predimensionarea operației și dimensionarea bioreactorului, bateriile de serpentine putând fi operate individual sau în comun;

**- Dezavantaje:**

- sisteme de manipulare complexe a bateriilor de serpentine, care pot ajunge la 12 ÷ 25 baterii;
- greutate proprie mai mare ca a celui cu cu manta;
- curățare dificilă pe exteriorul serpentinei, adică de partea de către masa de (bio)reacție;
- reducerea volumului util al (bio)reactorului, prin prezența fizică a serpentinelor.

**a). $\gamma$ - Încălzirea cu „abur viu".**

**1.** - Procedura înseamnă introducerea directă a aburului în masa de cultură. Aburul asigură atât agitarea lichidului, cât și încălzirea materialului prin cedareaa căldurii de vaporizare în mod direct, fără un perete despărțitor, condensul rămânând în masa de cultură. Presiunea, deci și temperatura aburului trebuie alese cu circumspecție. Prin calcul, trebuie să se țină cont de cantitatea de condens rezultată, pentru a nu dilua masa de cultură.

**2.** - Bilanțul termic global; $Q_{cedat} = Q_{transferat} = Q_{primit} + Q_{pierderi}$;

se poate rescrie astfel: $m_{ab\ viu} \cdot r_{ab\ viu} = Q_{primit} + Q_{pierderi}$;

$Q_{primit} = Q_{m.cp} + Q_{reactor} + Q_{pierderi}$;

$Q_{m.cp.} = m_{m.cp} \cdot \varrho_{m.cp} \cdot \Delta T$; $Q_{reactor} = M_r \cdot c_{p\ oțel} \cdot \Delta T$; $\Delta T = (T_s - 20)$, [$^0$C];

$Q_{pierderi} = \alpha_{ext} \cdot A_{ext} \cdot \Delta T$; $\Delta T = (40 - 20)$, [$^0$C];

**a). $\delta$ - Încălzire electrică.**

**2.** - Bilanțul termic global; $Q_{cedat} = Q_{transferat} = Q_{primit} + Q_{pierderi}$; este acelaași, diferă doar forma de vehiculare a agentului termic.

**b) - continuu**. Operarea continuă prezintă o serie de particularități, între care:

- debite de lichid mici;
- agenți termici cu potențial înalt;
- prezența unor dispozitive speciale pentru operarea sistemului: sasuri de trecere, pompe pentru menținerea presiunilor și de recirculare, ventile de detentă, vase de separare vapori - lichid, sisteme tip manșon de răcire etc.
- necesitatea monitorizării computerizate care să controleze acționarea valvelor sau alte sisteme de comandă.

**Calculul termic a perioadei de menţinere, sterilizarea propriu-zisă**

Pentru perioada propriu-zisă de sterilizare, prin admisia aburului de încălzire, lichidul din bioreactor, apa din mediul de cultură, fierbe, se vaporizează, vaporii ajung într-un condensator de unde retransformându-se în lichid, condens la punctul de condensare, se reîntoarce în bioreactor.

Materialele care intervin în această perioadă sunt:

- aburul de încălzire cu caracteristicile: temperatură, $T_s$, presiune, entalpia specifică a vaporilor, i'', [kJ/kg], entalpia specifică a condensului, i', [kJ/kg], entalpia de schimbare de fază, (căldura latentă de condensare), r, [kJ/kg], densitatea, $\varrho$, [kg/m$^3$], viscozitatea dinamică a lichidului, (condensului), $\eta$, [Pa·s], difuzivitatea termică, a, [m$^2$/s]. Din datele furnizate de producătorul de abur trebuie obţinute valoarea titlului aburului, x, [-], adică a procentului de condens prezent în vapori şi a procentului de gaze necondensabile, Y, [%], din vaporii furnizaţi.

- mediul de cultură cu caracteristicile principale ale apei: temperatura de fierbere egală cu cea de sterilizare, $T_f = T_{st}$ la presiunea corespunzătoare, entalpia specifică a vaporilorde apă, i'', [kJ/kg], entalpia specifică a apei condensate, i', [kJ/kg], entalpia de schimbare de fază a apei, (căldura latentă de condensare a apei), r, [kJ/kg], densitatea condensului şi a vaporilor de apă la temperatura $T_f$, $\varrho$, [kg/m$^3$], viscozitatea dinamică a lichidului, (condensului), $\eta$, [Pa·s], **„v.A."**;

- $\tau$, timpul de sterilizare, calculat anterior, [s];

- rata, (procentul), de vaporizare a apei din mediul de cultură, $y_v$, [%], dependentă de debitul de abur. Cu cât debitul de abur de încălzire este mai mare, creşte şi rata de vaporizare. Efectul este şi un debit mai mare de vapori în condensator, debit care trebuie recondensat şi reîntors în bioreactor. Acest lucru duce la creşterea debitului apei de răcire în condensator, cu cheltuielile energetice şi materiale, (apă de răcire). De aceea se recomandă o rată minimă de vaporizare, doar pentru a menţine presiunea şi temperatura fixată de sterilizare.

Ecuaţia generală de bilanţ termic:

$$Q_{cedat} = Q_{transferat} = Q_{primit} + Q_{pierderi}$$

- $Q_{cedat}$ este căldura cedată de aburul de încălzire, şi anume căldură latentă;

- $Q_{transferat}$ este căldura transferată prin perete de la aburul de încălzire prin peretele reactorului la lichidul în fierbere;

- $Q_{primit} = Q_{fierbere}$, este căldura primită de mediul de reacţie pentru fierberea apei ce constituie rata de vaporizare, şi anume căldură latentă;

- $Q_{pierderi}$ este energia termică disipată în mediul înconjurător.

Căldura necesară fierberii este:

$$Q_{fierbere} = y_v \cdot r_{st}$$

$$Q_{fierbere} = K \cdot A_m \cdot \Delta T_{util};$$

$$Q_{pierderi} = \alpha_{ext} \cdot A_{ext} \cdot \Delta T; \qquad \Delta T = (40 - 20),\ [^0C].$$

- K este coeficientul total de transfer termic, $[W/m^{2} \cdot {}^0K]$

- Căldura pierdută înspre mediul exterior are ca potenţial termic diferenţa de temperatură dintre suprafaţa izolaţiei bioreactorului şi a mediului înconjurător. Temperatura de 40 $[^0C]$ este cea maximă impusă de normele de protecţie a muncii;

- $A_{ext}$, $[m^2]$, este suprafaţa exterioară a izolaţiei bioreactorului, care este mai mare decât suprafaţa mantalei din cauza grosimii stratului izolant.

- $\alpha_{ext} = 9{,}74 + 0{,}07 \cdot (T_p - T_{aer})$, $[W/m^{2} \cdot {}^0K]$, este coeficientul parţial de transfer termic de la suprafaţa exterioară înspre aerul înconjurător.

- Pentru un calcul aproximativ se mai poate estima o pierdere de căldură cuprinsă între 2-10 [%] din totalul căldurii schimbate.

- Coeficientul total de transfer termic, K, se determină astfel:

- se verifică valoarea simplexului $D_{re}/D_{ri}$;

- dacă $D_{re}/D_{ri} < 2$ se aplică relaţia pentru pereţi plani:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{abur\ cond}} + \frac{\delta_p}{\lambda_p} + \sum r_{dep} + \frac{1}{\alpha_{fierbere}}},$$

unde: - $\alpha_{abur\ cond}$, $\alpha_{fierbere}$ sunt coeficienţii parţiali de transfer termic de partea aburului care condensează şi de partea mediului de cultură, apa, care fierbe, $[W/m^{2} \cdot {}^0K]$, **„v.A."**;

- δ este grosimea peretelui bioreactorului, [m];

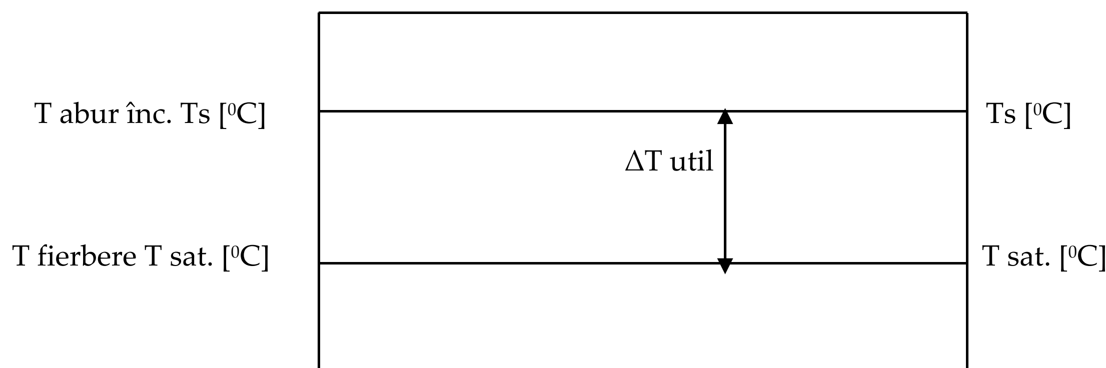
- λ este conductivitatea termică a peretelui reactorului, oţel inoxidabil, $[W/m \cdot {}^0K]$;

- $\Sigma\ r_{dep}$ este suma rezistenţelor depunerilor pe peretele bioreactorului, $[m^{2} \cdot {}^0K/W]$.

- Valorile acestor parametri: $\alpha_{abur\ cond}$, $\alpha_{fierbere}$, λ, δ, $\Sigma\ r_{dep}$ se calculează conform recomandărilor specifice transferului termic sau se găsesc în datele din Anexă.

- Cel mai corect este calcularea coeficienţilor parţiali de transfer termic, urmând recomandările mai sus amintite, **„v.A."**.

**Diagrama termică** pentru perioada de sterilizare




Forţa motrice la sterilizare: $\Delta T_{util} = (T\,s - T\,st)$, [$^0$C]

**-** Masa de abur necesară în perioada sterilizării se calculează cu relaţia:

$$M_{abur} = \frac{Q_{fierbere}}{(1-x)\cdot(1-Y)\cdot r_s} = \frac{y_v \cdot r_{sat}}{(1-x)\cdot(1-Y)\cdot r_s},$$

iar debitul necesar: $Q_M = \frac{M_{abur}}{\tau_{sterilizare}}$.

**Algoritmul de calcul pentru perioada de menţinere la temperatura de sterilizare**

**1.** - Sursa termică și parametrii săi sunt deja mărimi cunoscute, aceleași ca și pentru perioada de încălzire;
**2.** - Identificarea caracteristicilor de bază a lichidului din mediul de cultură, apa, în condițiile de sterilizare, adică temperatura și presiunea de sterilizare;
**3.** - Selectarea timpului de sterilizare, determinat anterior;
**4.** - Alegerea ratei de vaporizare a apei din mediul de cultură, eventual optimizarea ei;
**5.** - Calculul bilanțului global termic;
**6.** - Detalierea bilanțului termic;
**7.** - Calculul pierderilor de căldură cu exteriorul;
**8.** - Calculul forței motrice la transferul termic;
**9. -** Calculul cantității și a debitului de abur;
**10.** - Calculul necesarului de apă de răcire în condensator.

**Observații asupra punctelor algoritmului**

**1.** - Sursa termică și parametrii săi sunt deja mărimi cunoscute, aceleași ca și pentru perioada de încălzire.

**2.** - Mediul de cultură cu caracteristicile principale ale apei: temperatura de fierbere egală cu cea de sterilizare, $T_f = T_{st}$ la presiunea corespunzătoare, $p_{sat}$, entalpia specifică a vaporilorde apă, i'', [kJ/kg], entalpia specifică a apei condensate, i', [kJ/kg], entalpia de schimbare de fază a apei, (căldura latentă de condensare a apei), r, [kJ/kg], densitatea condensului şi a vaporilor de apă la temperatura $T_f$, $\rho$, [kg/m$^3$], viscozitatea dinamică a lichidului, (condensului), $\eta$, [Pa·s], **„v.A."**;

**3.** - Timpul de operare este cel de sterilizare, calculat anterior, $\tau$, [s].

**4.** - Rata, (procentul), de vaporizare a apei din mediul de cultură, $y_v$, [%], dependentă de debitul de abur. Cu cât debitul de abur de încălzire este mai mare, creşte şi rata de vaporizare. Efectul este şi un debit mai mare de vapori în condensator, debit care trebuie recondensat şi reîntors în bioreactor. Acest lucru duce la creşterea debitului apei de răcire în condensator, cu cheltuielile energetice şi materiale suplimentare, (apă de răcire). De aceea se recomandă o rată minimă de vaporizare, doar pentru a menține presiunea şi temperatura fixată de sterilizare. O simulare numerică poate duce la optimizarea tehnico-economică.

**5.** - Ecuaţia generală de bilanţ termic:

$$Q_{cedat} = Q_{transferat} = Q_{primit} + Q_{pierderi}$$

- $Q_{cedat}$ este căldura cedată de aburul de încălzire, şi anume căldură latentă;

- $Q_{transferat}$ este căldura transferată prin perete de la aburul de încălzire prin peretele reactorului la lichidul în fierbere;

- $Q_{primit} = Q_{fierbere}$, este căldura primită de mediul de reacţie pentru fierberea apei ce constituie rata de vaporizare, şi anume căldură latentă;

- $Q_{pierderi}$ este energia termică disipată în mediul înconjurător.

**6.** - Căldura necesară fierberii este:

$$Q_{fierbere} = y_v \cdot r_{st}$$

$$Q_{fierbere} = K \cdot A_m \cdot \Delta T_{util};$$

$$Q_{pierderi} = \alpha_{ext} \cdot A_{ext} \cdot \Delta T; \qquad \Delta T = (40 - 20), [^0C].$$

- K este coeficientul total de transfer termic, [W/m$^{2\cdot 0}$K], **„v.A."**.

**7.** - Căldura pierdută înspre mediul exterior are ca potenţial termic diferenţa de temperatură dintre suprafaţa izolaţiei bioreactorului şi a mediului înconjurător. Temperatura de 40 [$^0$C] este cea maximă impusă de normele de protecţie a muncii;

- $A_{ext}$, [m$^2$], este suprafaţa exterioară a izolaţiei bioreactorului, care este mai mare decât suprafaţa mantalei din cauza grosimii stratului izolant.

- $\alpha_{ext} = 9{,}74 + 0{,}07 \cdot (T_p - T_{aer})$, [W/m$^{2\cdot 0}$K], este coeficientul parţial de transfer termic de la suprafaţa exterioară înspre aerul înconjurător, **„v.A."**.

**8.** - Forța motrice la transferul termic în această perioad, în care apa din mediul de cultură fierbe, $T_{fierbere}$, (temperatură constantă), pe seama aburului care condensează, $T_{cond}$ (temperatură constantă), se determină ca $\Delta T_{util} = (T_{cond} - T_{fierbere})$.

**9.** Masa de abur necesară în perioada sterilizării se calculează cu relația:

$$M_{abur} = \frac{Q_{fierbere}}{(1-x)\cdot(1-Y)\cdot r_s} = \frac{y_v \cdot r_{sat}}{(1-x)\cdot(1-Y)\cdot r_s},$$

iar debitul necesar: $$Q_M = \frac{M_{abur}}{\tau_{sterilizare}}.$$

**10.** Necesarul minim de apă de răcire în condensatorul care menține cantitatea de apă în (bio)reactor, se determină din bilanțul termic pe condensator:

$$Q_{cedat} = Q_{transferat} = Q_{primit} + Q_{pierderi}$$

- $Q_{cedat} = y_v \cdot r_{sat}$, [J]; este căldura cedată de vaporii din (bio)reactor condensatorului;

- $Q_{primit} = Q_{M\ apă\ răcire} \cdot c_{p\ apă} \cdot \Delta T$ apă; - $Q_{primit} = Q_{M\ apă\ răcire} \cdot c_{p\ apă} \cdot (30 - 15)$;

$$y_v \cdot r_{sat} = Q_{M\ apă\ răcire} \cdot c_{p\ apă} \cdot (30 - 15);$$

$$M_{apa\ racirer} = \frac{y_v \cdot r_{sat}}{c_{p\ apa} \cdot (30-15)}, \quad [kg];$$

$$Q_{M\ aparacire} = \frac{M_{apa\ racire}}{\tau_{sterilizare}}, \quad [kg/s].$$

**- Observație**: - Apa de răcire provine din apa tehnologică recirculată și răcită în turnurile de răcire. Acestea răcesc apa până la o limită dependentă de locul instalației, (longitudine, latitudine, altitudine, situație meteorologică locală, vânt, umiditate atmosferică, ….), temperatura apei tehnologice, anotimp etc. Aici s-a ales valoarea medie de 15 [$^0$C].

- Deși teoretic apa de răcire poate prelua aproape toată energia termică, deci apa de răcire s-ar putea încălzi aproape până la temperatura fluidului cel mai cald, care cedează căldură, din punct de vedere tehnologic acest fapt **NU** este posibil. Acest fapt se datorează faptului că de la 30 - 32 [$^0$C] începe precipitarea și depunerea pe pereții aparatelor și conductelor a carbonaților și bicarbonaților de calciu și magneziu, împreună cu oxihidroxizii de fier și mangan, ioni prezenți întotdeauna în apa naturală.

- $Q_{pierderi}$ se pot considera nule, deoarece căldura pierdută în mediul înconjurător ajută la răcirea condensatorului.

## Răcirea bioreactorului

În perioada de răcire, prin admisia apei de răcire în manta începe scăderea temperaturii mediului de cultură, pe seama încălzirii apei de răcire.

Materialele care intervin în această perioadă sunt:

- mediul de cultură cu caracteristicile: temperatură continuu descrescătoare de la $T_{st}$ la temperatura de inoculare, $T_{inoc}$, densitatea, $\rho$, [kg/m$^3$] şi viscozitatea dinamică a mediului de cultură, $\eta$, [Pa·s] cu valori continuu crescătoare;

- apa de răcire, cu temperatura iniţială de intrare, $T_{in}$, [$^0$C] şi debitul $Q_{a.r.}$, [kg/s] constant. De obicei se neglijează variaţia viscozităţii dinamice a lichidelor, $\eta$, [Pa·s];

- $\tau$, timpul de răcire, dependent de debitul şi temperaturile de intrare **constante!** şi cea de ieşire a apei de răcire, care este variabilă, continuu scăzătoare, [s];

Răcirea bioreactorului este în regim nestaţionar, cu temperatură şi debit constant la intrarea apei de răcire şi temperatură variabilă a lichidului din vas şi la ieşirea apei de răcire.

Ecuaţia generală de bilanţ termic ţine seama că pierderile facilitează procesul de răcire: $Q_{cedat} = Q_{transferat} = \mathbf{Q}_{primit} + Q_{pierderi}$,

- $Q_{cedat}$ este căldura cedată de mediul de cultură şi reactorul care se răcesc, şi anume căldură sensibilă, de la $T_{st}$ la $T_{inoc}$;

- $Q_{transferat}$ este căldura transferată prin peretele reactorului de la mediul de cultură aflat sub agitare înspre apa de răcire în curgere forţată;

- $Q_{primit}$ este cantitatea de căldură preluată efectiv de apa de răcire, adică diferenţa dintre $Q_{cedat}$ - $Q_{pierderi}$;

$$Q_{cedat} = Q_{m.c.} + Q_{reactor} - Q_{pierderi}$$

$$Q_{transferat} = K \cdot A_m \cdot \Delta T_{med\ nest} \cdot \tau_{răcire}$$

$$Q_{m.c.} = m_{m.c.} \cdot c_{m.c.} \cdot \Delta T; \qquad \Delta T = (T_s - T_{inoc}),\ [^0C].$$

$$Q_{reactor} = M_r \cdot c_{p\ oțel} \cdot \Delta T; \qquad \Delta T = (T_s - T_{inoc}),\ [^0C].$$

$$Q_{pierderi} = \alpha_{ext} \cdot A_{ext} \cdot \Delta T; \qquad \Delta T = (40 - 20),\ [^0C].$$

unde: - $\tau_{răcire}$ este timpul de răcire, [s];

- K este coeficientul total de transfer termic în regim nestaţionar, [W/m$^{2}\cdot{}^{0}$K];

- Căldura pierdută înspre mediul exterior are ca potenţial termic diferenţa de temperatură dintre suprafaţa izolaţiei bioreactorului şi a mediului înconjurător. Temperatura de 40 [$^0$C] este cea maximă impusă de normele de protecţie a muncii;

- $A_{ext}$, [m$^2$], este suprafaţa exterioară a izolaţiei bioreactorului;

- $\alpha_{ext} = 9{,}74 + 0{,}07\cdot(T_p - T_{aer})$, [W/m$^{2}\cdot{}^{0}$K], este coeficientul parţial de transfer termic de la suprafaţa exterioară înspre aerul înconjurător.

Pentru un calcul aproximativ se poate estima o pierdere de căldură cuprinsă între 2 - 10 [%] din totalul căldurii schimbate.

**Algoritmul de calcul pentru perioada de răcire nestaționară a bioreactorului**

**1.** - Se cunoaște temperatura de sterilizare, de inoculare și de intrare a apei de răcire;

**2.** - Identificarea caracteristicilor de bază a materialelor și apei de răcire;

**3.** - Selectarea regimului nestaționar de răcire, cu specificitatea sa de calcul;

**4.** - Calculul bilanțului termic global;

**5.** - Calculul forței motrice la transferul termic în regim nestaționar;

**6.** - Calculul timpului de răcire;

**7. -** Determinarea cantității minime de apă de răcire;

**8. -** Calculul debitului de apă de răcire;

**9.** - Optimizarea timpului de răcire.

**Observații asupra punctelor algoritmului**

**1.** - În perioada de răcire, prin admisia apei de răcire în manta începe scăderea temperaturii mediului de cultură, de la temperatura de sterilizare la cea de inoculare, pe seama încălzirii apei de răcire, care intra cu temperatură constantă.

**2.** - Materialele care intervin în această perioadă sunt:

- mediul de cultură din bioreactor cu caracteristicile: temperatură continuu descrescătoare de la $T_{st}$ la temperatura de inoculare, $T_{inoc}$, densitatea, $\varrho$, [kg/m$^3$] şi viscozitatea dinamică a mediului de cultură, $\eta$, [Pa·s] cu valori continuu crescătoare;

- apa de răcire, cu temperatura iniţială de intrare, $T_{in}$, [$^0$C] şi debitul $Q_{a.r.}$, [kg/s] constant. De obicei se neglijează variaţia viscozităţii dinamice a lichidelor, $\eta$, [Pa·s];

- $\tau$, timpul de răcire, dependent de debitul şi temperaturile de intrare **constante!** şi cea de ieşire a apei de răcire, care este variabilă, continuu scăzătoare, [s];

**3.** - Răcirea bioreactorului este **în regim nestaţionar**, cu temperatură şi debit constant la intrarea apei de răcire şi temperatură variabilă, descrescătoare, a lichidului din vas şi la ieşirea apei de răcire.

**4.** - Ecuaţia generală de bilanţ termic ţine seama că pierderile facilitează procesul de răcire: $Q_{cedat} = Q_{transferat} = Q_{primit} + Q_{pierderi}$,

- $Q_{cedat}$ este căldura cedată de mediul de cultură şi reactorul care se răcesc, şi anume căldură sensibilă, de la $T_{st}$ la $T_{inoc}$;

- $Q_{transferat}$ este căldura transferată prin peretele reactorului de la mediul de cultură aflat sub agitare înspre apa de răcire în curgere forţată;

- $Q_{primit}$ este cantitatea de căldură preluată efectiv de apa de răcire, adică diferenţa dintre $Q_{cedat} - Q_{pierderi}$;

$$Q_{cedat} = Q_{m.c.} + Q_{reactor} - Q_{pierderi}$$

$$Q_{transferat} = K \cdot A_m \cdot \Delta T_{med\ nest} \cdot \tau_{răcire}$$

$$Q_{m.c.} = m_{m.c.} \cdot \varrho_{m.c.} \cdot \Delta T; \qquad \Delta T = (T_s - T_{inoc}),\ [^0C].$$

$$Q_{reactor} = M_r \cdot c_{p\ oțel} \cdot \Delta T; \qquad \Delta T = (T_s - T_{inoc}),\ [^0C].$$

$$Q_{pierderi} = \alpha_{ext} \cdot A_{ext} \cdot \Delta T; \qquad \Delta T = (40 - 20),\ [^0C].$$

unde: - $\tau_{răcire}$ este timpul de răcire, [s];

- K este coeficientul total de transfer termic în regim nestaţionar, [$W/m^2 \cdot {}^0K$];

- Căldura pierdută înspre mediul exterior are ca potenţial termic diferenţa de temperatură dintre suprafaţa izolaţiei bioreactorului şi a mediului înconjurător. Temperatura de 40 [$^0$C] este cea maximă impusă de normele de protecţie a muncii;

- $A_{ext}$, [$m^2$], este suprafaţa exterioară a izolaţiei bioreactorului;

- $\alpha_{ext} = 9,74 + 0,07 \cdot (T_p - T_{aer})$, [$W/m^2 \cdot {}^0K$], este coeficientul parţial de transfer termic de la suprafaţa exterioară înspre aerul înconjurător.

Pentru un calcul aproximativ se poate estima o pierdere de căldură cuprinsă între 2 - 10 [%] din totalul căldurii schimbate.

**5.** - Fiind un regim nestaţionar, valorile de ieşire a apei de răcire sunt continuu scăzătoare. Pentru lichidul din vas, temperatura va scădea continuu în timp, astfel că forţa motrice a transferului termic este variabilă în timp şi se determină după formule caracteristice. Se poate schiţa o diagramă termică globală pentru momentul iniţial şi cel final:

Diagrama termică pentru răcirea bioreactorului

$T_{sat}$ [$^0$C] ⟶ $T_{inoc}$ [$^0$C];

$T_{in}$ [$^0$C] ⟶ $T_{fin}$ [$^0$C].

Forţa motrice în procesul de schimb termic nestaţionar de răcire se calculează cu relaţia:

$$- \ \Delta T_{med\ nestat} = \frac{T_{ci} - T_{cf}}{\ln \dfrac{T_{ci} - T_{ri}}{T_{cf} - T_{ri}}} \cdot \frac{C-1}{C \cdot \ln C}; \qquad C = \frac{T - T_{ri}}{T - T_{rf}},$$

în care: - $T_{ci}$,, $T_{cf}$ sunt temperaturile iniţiale şi finale a fluidului cald, [$^0$C];

- $T_{ri}$, $T_{rf}$ sunt temperaturile iniţiale şi finale a fluidului rece, [$_0$C];

- T este temperatura fluidului cald la un moment dat, [$^0$C].

**6.** - Timpul de proces se determină cu relaţia de transfer în regim nestaţionar:

$$Q_{cedat} = K \cdot A_m \cdot \Delta T_{med\ nestat} \cdot \tau.$$

- Coeficientul total de transfer termic, K, [$W/m^2 \cdot {}^0K$], se calculează cu relaţia clasică, din diagrame sau se estimează din date experimentale, **„v.A.”**.

- Având în vedere legătura strânsă între debitul de apă de răcire şi timpul de proces, o simulare numerică a interdependenţelor: debit, suprafaţă de transfer, cantitate de mediu de cultură, masa reactorului, temperaturile fluidelor este calea de optimizare a procesului de schimb termic.

**7.** - Calculul necesarului de apă de răcire:

$$M_{\text{apă răcire}} = Q_{cedat}/[4\,185 \cdot (T_{mr} - T_{inr})], \quad [kg],$$

**8.** - Debitul de apă de răcire se determină cu relaţia:

$$Q_{M\ apa\ racire} = \frac{M_{apa\ racire}}{\tau_{racire}}, \quad [kg/s].$$

**9.** - Optimizarea timpului de răcire, dacă este cazul, prin utilizarea serpentinelor interioare de răcire, adică suprafețe suplimentare de transfer termic, sau prin majorarea cantității sau debitului de apă de rece, adică majorarea forței motrice.

## Separarea biomasei

După terminarea bioreacţiei, faza tehnologică următoare este separarea biomasei de supernatant. Separarea se poate efectua prin decantare, filtrare sau prin centrifugare. Fiecare dintre aceste metode au avantaje şi dezavantaje care trebuie puse în balanţă pentru fiecare caz în parte.

## Separarea prin decantare

Separarea prin decantare a biomasei este de cele mai multe ori utilizată în industriile alimentare, de bioprocesare a produselor naturale: fructe, legume, cereale, pentru cantități mici de biomasă. Fiecare din aceste bioprocese au caracteristici specifice, de care trebuie ținut cont în calculele proiectului, de obicei timpul de proces fiind lung.

**Observații asupra punctelor algoritmului**

Pentru detalii a se vedea algoritmul detaliat mai sus pentru operația de Decantare.

## Separarea prin filtrare

- Calculul operaţiei de separare prin filtrare se bazează pe ecuaţia generală a filtrării:

$$a \cdot V_f^2 + b \cdot V_f = \tau,$$

unde: - a şi b sunt constantele filtrării, [a] = [s/m²]; [b] = [s/m];

- $V_f$ este volumul specific de filtrat, [m³/m²];
- τ este timpul de filtrare, [s].

- Determinarea experimentală a constantelor de filtrare este absolut necesară în vederea dimensionării sau verificării funcţionării filtrului. Operaţia se execută cu aceeaşi suspensie, tip de material filtrant şi condiţii de filtrare, (temperatură, diferenţă

de presiune), cu care se operează în condiţii industriale. Se colectează volume egale de filtrat în intervale de timp măsurate. Constantele de filtrare se determină din liniarizarea ecuaţiei generale a filtrării:

$a \cdot V_f^2 + b \cdot V_f = \tau$, prin intermediul relaţiei liniarizate:

$$2 \cdot a \cdot V_f + b = \frac{\Delta\tau}{\Delta V_f}, \qquad V_f = \frac{V_{filtrat}}{S_{filtranta}} = \left[\frac{m^3}{m^2}\right].$$

- Exemple de calcul sunt prezentate în Anexă, **„v.A."** și în **„v.I.L."**.

- Bilanţul de materiale generează valoarea volumului de filtrat „curat":

$M_{susp} = M_{pp\ umed} + M_{filtrat}$; $V_{filtrat} = (M_{filtrat}/\rho_{filtrat})$.

- Tipul de filtru se alege după tipul de operaţie: discontinuu sau continuu, sau după o analiză a fluxului tehnologic, ce va decide soluţia. Această analiză are în vedere în primul rând debitul sau cantitatea de amestec de separat. Procesele continui cu debite mici prezintă în structura lor vase tampon de acumulare a materialului, fapt care poate transforma parţial procesul continuu în unul discontinuu.

- Natura proceselor tehnologice ridică unele probleme:

**a)** - fie există un filtru care va fi utilizat;

**b)** - fie trebuie calculată suprafaţa de filtrare necesară.

**a)** - Având la dispoziţie filtrul, se cunosc dimensiunile suprafeţei active, (de filtrare), deci din bilanţul de materiale se poate determina $V_f$. Din ecuaţia generală a filtrării se determină timpul de filtrare.

**b)** - Dacă se cunoaşte sau se impune timpul de filtrare, se rezolvă matematic ecuaţia generală reţinându-se soluţia pozitivă. Din bilanţul de materiale se cunoaşte volumul de filtrat, $V_{filtrat}$, iar din valoarea $V_f$ se determină suprafaţa filtrantă. Pe baza suprafeţei filtrante necesare se alege tipodimensiunea aparatului.

- Calculul spălării biomasei necesită determinarea vitezei de filtrare finală, care de multe ori este egală cu viteza de filtrare finală. Aceasta se determină prin derivarea ecuaţiei generale. Rezultă: $v_{ff}$ = viteza de filtrare finală = $\frac{dV_f}{d\tau} = \frac{1}{2 \cdot a \cdot V_f + b}$.

- Această viteză de filtrare finală se consideră egală cu viteza de spălare, care se consideră şi ea constantă, deoarece NU se mai adaugă solid peste stratul de precipitat. Această presupunere se pot elimina numai prin determinări experimentale. Volumul de lichid de spălare se determină experimental, deoarece trebuie îndepărtate materiile străine din precipitatul solid. De obicei, lichidul de spălare este 10 – 20 [%] din volumul total de filtrat. Volumul specific de lichid de spălare se calculează cu aceeaşi relaţie de bază:

$$\frac{V_{lichid\ de\ spalare}}{S_{filtrului}} = V_{f\ spalare};$$

- Timpul de spălare se determină cu relaţia: $\tau_{spalare} = \frac{V_{spalare}}{v_{ff}}$.

- Prin calcul se poate determina evoluţia concentraţiei lichidului de spălare în timp în cazul spălării precipitatelor prin difuziune: $c = c_f \cdot e \exp\left(-\frac{\beta \cdot w_{ff} \cdot \tau}{\delta}\right)$,

unde: - $c_f$ este concentraţia filtratului, [kg/m$^3$];

- δ este grosimea stratului de precipitat sau raza granulei poroase ce formează precipitatul, [m];

- τ este timpul de spălare, [s];

- $v_{ff}$ este viteza de filtrare finală, [m/s];

- β este un coeficient ce ţine seama de proprietăţile sistemului, care se determină experimental, [-].

Timpul total de operare este suma timpului de filtrare, de spălare a precipitatului şi de manevrare a aparatului.

**Observații asupra punctelor algoritmului**

Pentru detalii a se vedea algoritmul de calcul pentru Filtrare.

## Separarea prin centrifugare

Pentru operaţia de centrifugare, problematica de proiectare este mai simplă din cauza specificităţii procesulul. Firmele producătoare asigură o gamă largă de tipodimensiuni a centrifugelor, care sunt calculate pentru diferite debite sau tipuri de material. Practic, este vorba doar de alegerea centrifugei, eventual al numărului acestora.

**Observații asupra punctelor algoritmului**

Pentru detalii a se vedea algoritmul detaliat pentru Centrifugare.

## (Pre)dimensionarea conductelor

Pentru detalii a se vedea algoritmul detaliat pentru **(**pre)dimensionarea conductelor.

**Observații asupra algoritmului**

1. - Alegerea traseului de conducte trebuie să respecte câteva condiţii de bază:

- conducta este ansamblul format dintr-o serie de elemente componente: ţevi, tuburi, fitinguri, (coturi, teuri, robineţi de închidere, de probă, valve, reducţii, ramificaţii), flanşe, garnituri, compensatori de dilataţie, aparate de măsură şi control, suporţi, izolaţii, vopsitorii şi seveşte la transportul fluidelor.

- posibilitatea de golire completă și rapidă în caz de avarie sau opriri tehnologice sau accidentale;

- se plasează paralel cu pereţii, iar coturile sunt la 90 [$^0$], unele faţă de altele;

- se urmăreşte traseul cel mai scurt pentru toate conductele unui aparat;

- trebuie evitată intersectarea sau suprapunerea cu alte conducte, urmărindu-se gruparea și plasarea în fascicule paralele de țevi același fluid, „paturi de conducte”;

- amplasarea armăturilor trebuie efectuată în locuri ușor accesibile;

- realizarea flexibilităţii sau plasarea compensatoarelor de dilatare la conductele care suportă variaţii mari de temperatură;

- asigurarea gurilor de aerisire.

**2.** - Se identifică şi se tabelează rezistenţele locale după geometria traseului și fluxul tehnologic preconizat. Valorile coeficienților de rezistență locală se iau din tabele, **„v.A”,** sau diagrame.

**3.** - Vitezele de circulaţie, $w_i$, [m/s], se obţin în două moduri:

**a)** - Dacă fluidul este incompresibil, **lichid,** cu densitatea constantă, $\rho$, [kg/m$^3$], **„v.A.”** și se cunoaște debitul volumetric, $Q_V$, [m$^3$/s]; viteza fluidului se calculează după relația continuității debitului.

**b)** - Aceeași relație se utilizează și pentru **gaze**, dar în această situație **TREBUIE** ținut cont de valoarea variabilă a densității gazului, $\rho_g$, [kg/m$^3$]; cu temperatura și presiunea, **„v.A.”**:

$$Q_M = Q_V \cdot \rho = S_1 \cdot w_1 \cdot \rho = S_2 \cdot w_2 \cdot \rho = S_3 \cdot w_3 \cdot \rho = \cdot\ \cdot\ \cdot \quad \text{ori} \quad Q_M = \Sigma S_i \cdot w_i \cdot \rho_l .$$

sau: $w_i = Q_V / S_i$;

unde: $S_i$, [m$^2$], este aria transversală pe axul conductei de transport, în diversele locuri de pe traseu.

- Se calculează $S_i$, [m$^2$], cu relația: $S_i = \dfrac{\pi \cdot d_i^2}{4}$,

unde: - $d_i$, [m], utilizând valorile diametrele standardizate a țevilor, (conductelor), **„v.A.”**:

- pentru **gaze**, densitetea, $\rho_g$, [kg/m$^3$]; cu temperatura și presiunea se calculează cu relațiile, **„v.A.”**: $\rho = \rho_0 \cdot \dfrac{T_0 \cdot p}{T \cdot p_0}$; $\rho = \dfrac{M_m}{22{,}4} \cdot \dfrac{273 \cdot p}{T \cdot p_0}$;

în care: - $\rho_0 = (M_m/22{,}4)$ este densitatea gazului în condiţii normale, [kg/m$^3$];

- $M_m$ este masa molară a gazului [kg/kmol];

- T este temperatura absolută a gazului, [$^0$K].

**Condiţiile normale și standard**, **C.N**. și **C.S.**, sunt:

- Temperatura normală = 273,15 [$^0$K],

- Temperatura standard = 298,15 [$^0$K],

- Presiunea normală și standard: = 760 [mm Hg] = 101 396,16 [Pa] = 1,01396 [bar] = = 1,0336 [ata] = 10,336 [m col $H_2O$];

**4.** - Se verifică dacă viteza fluidului obținută prin calcul se încadrează în limitele unanim acceptate în practică, **„v.A."**.

- Dacă valorile ies din limitele acceptate, se va modifica diametrul conductei.

**5.** - Se calculează pierderile totale de presiune, **$\Delta p_{total}$**, [Pa], după relația generală:

$$\Delta p_{total} = \Delta p_{din} + \Delta p_{fr} + \Delta p_{rl} + \Delta p_{st} + \Delta p_{h},$$

în care: - $\Delta p_d$ este pierderea de presiune dinamică, $\Delta p_d = \frac{\rho \cdot w^2}{2}$, [Pa];

- $\Delta p_{fr}$ este pierderea de presiune prin frecare, $\Delta p_{fr} = \lambda \cdot \frac{L}{d_{ech}} \cdot \frac{\rho \cdot w^2}{2}$, [Pa];

- $\Delta p_{rl}$ este pierderea de presiune prin rezistenţe locale, $\Delta p_{rl} = \frac{\rho \cdot w^2}{2} \cdot \sum \xi$, [Pa],

la care se adaugă pierderile de presiune proprii pompei, (datorate funcționării pompei) sau a altor dispozitive de pe traseu, (contoare, sisteme de măsură şi control);

- $\Delta p_{st}$ este pierderea de presiune statică, $\Delta p_{st} = p_1 - p_2$, [Pa];

- $\Delta p_g$ este pierderea de presiune datorată geometriei sistemului, $\Delta p_g = \rho \cdot g \cdot \Delta h$, [Pa].

**6.** - Se calculează înălţimea manometrică de pompare, $H_m$, [m col lich]:

$$H_m = \frac{\Delta p_{total}}{\rho \cdot g},$$

unde: - $\rho$ este densitatea lichidului, [kg/m$^3$];

- g este accelerația gravitațională, [m/s$^2$].

**(Pre)dimensionarea capacității (bio)reactorului**

**Observații asupra algoritmului**

- S**ituația a)** - Se impune un volum de lichid ce trebuie tratat;

**a. a)** - Volumul de ce trebuie prelucrat se încadrează în limitele existente ale volumului util, $V_{u\ vas}$, ale reactoarelor standardizate. Din catalog se preiau dimensiunile și alte caracteristici, **„v.A."**.

**a. b)** - Volumul de lichid destinat prelucrării este diferit, mai mare, decât a reactoarelor standard.

- După alegerea aspectului și formei reactorului se calculează volumul total al aparatului și a dimensiunilor principale: $V_t$, [m³] sau [l], diametrul, $D_r$, [m] şi înălţimea totală a reactorului, $H_r$ [m], precum şi înălţimea lichidului din reactor, $H_l$ [m]. Dimensiunile se calculează prin intermediul coeficientului de umplere, $\varphi = V_u/V_t$ [-], **„v.A."** și a celui de zveltețe, $\zeta = H/D$, [-], **„v.A."** după relațiile:

$$V_t = \frac{V_u}{\varphi}; \qquad V_t = \frac{\pi \cdot D_r^2}{4} \cdot H_T; \qquad H_T = \zeta \cdot D_r; \qquad D_r = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_T}{\pi \cdot \zeta}}; \qquad H_l = \frac{4 \cdot V_u}{\pi \cdot D_r^2}.$$

- Diametrul reactorului rezultat din calcul se standardizează, alegându-se cea mai apropiată valoare din tabel, **„v.A."**, față de cea calculată.

- Se recalculează $H_T$ și $H_l$ cu valoarea diametrului standardizat, utilizând aceleași relații, ca mai sus:

- Se calculează suprafața interioară a virolei cilindrice cu noile valori a diametrului și înălțimii: $S_v = \pi \cdot D_r \cdot H_T$.

- Se calculează pierderea de presiune hidrostatică, $\Delta p$, [Pa], pentru noua înălțime a stratului de lichid folosind parametrii lichidului din vas: densitatea lichidului, [kg/m³]; viscozitatea, $\eta_l$, [Pa·s], accelerația gravitațională, g, [m/s²];

$$\Delta p_h = \rho \cdot g \cdot \Delta H_l.$$

- Se calculează, dacă este cazul, volumul și suprafața laterală a fundului recipientului în funcție de forma acestuia:

- R, $R_1$, r = raza mare, raza între diametru și pol, raza mică,
- G = generatoarea,
- I = înălțimea zonei sferice, a trunchiului de con.

- Emisferic: - $V = (\pi \cdot D^3)/12$; $S = (\pi \cdot D^2)/2$.
- Zonă sferică: - $V = (4 \cdot \pi/3) \cdot (I/2)^3 + (1/2) \cdot (\pi \cdot R^2 \cdot I + \pi \cdot r^2 \cdot I)$ $S = \pi \cdot D \cdot I$.
- Calotă sferică: - $V = (\pi \cdot D^2 \cdot I)/6$; $S = \pi \cdot D \cdot I$.
- Trunchi de con - $V = (I/3) \cdot (R^2 + r^2 + r \cdot R)$; $S = \pi \cdot G \cdot (R + r)$.

- Se determină suprafaţa secţiunii transversale a reactorului, $S_r$;

$$S_r = \frac{\pi \cdot D_r^2}{4};$$

- Dacă agitarea se asigură simultan cu aerarea, se calculează cantitatea necesară de aer barbotat, $Q_{nec}$, [m³/min], pentru a asigura un grad de agitare corespunzător şi cantitatea de oxigen solicitată de creşterea microorganismelor şi de producerea de metaboliţi. Debitul specific de aer, $Q_{v\,aer}$, [m³/m²·min], se alege în funcție de intensitatea amestecării, de tipul de microorganism și de proces, **„v. A."**:

$$Q_{nec} = Q_{v\,aer} \cdot S_r \text{ [m}^3\text{/min]}.$$

- Cantitatea necesară de aer barbotat este pentru a asigura un grad de agitare corespunzător şi cantitatea de oxigen solicitată de creşterea microorganismelor şi de producerea de metaboliţi. Debitele de gaz, (aer), ce asigură acest serviciu sunt prezentate în Anexă, **„v. A.”**. Un debit redus de aer va genera o omogenizare slabă, o lipsă de mişcare a materialului lichid, cu posibile colmatări ale orificiilor de insuflare a aerului. Deplasarea lentă a microorganismelor sau flocoanelor conduce la un transfer şi transport redus de nutrienţi şi oxigen către celule, la o dizolvare proastă a aerului, (oxigenului), în mediul de cultură, dizolvarea gazului fiind şi el un proces cu transfer de impuls şi masă. Un debit mare poate duce la intensificarea formării spumelor, la degradarea fizică a microorganismelor şi flocoanelor, la antrenarea picăturilor fine de lichid, dar şi la necesar energetic mare pentru comprimarea şi transportul aerului din atmosferă înspre masa de bioreacţie. Practica industrială a stabilit unele valori acceptate a debitelor utilizate la amestecarea prin barbotare, prezentate în Anexă, **„v.A.”**, la capitolul destinat amestecării.

- Acest necesar de aer este considerat doar cel pentru asigurarea agitării prin barbotare. Debitul de aer total trebuie să asigure şi necesarul de oxigen pentru oxidarea propriu-zisă a substratului supus (bio)transformării şi pentru metabolismul microorganismelor. Se impune o verificare a necesarului de oxigen considerând cele două procese biochimice simultane, dar care se derulează cu viteze diferite pe durata fermentaţiei. Pentru simplitatea calculului se poate aproxima un necesar constant de oxigen pe toată durata fermentaţiei.

De exemplu: - $O_2$ pentru oxidare: ex. glucoză + $O_2$ = acid gluconic

- $O_2$ pentru respiraţie:

- $O_2$ total: Rezultă: Numărul de moli de $O_2$; Numărul de moli de aer, adică volumul total de aer necesară întregului proces, repartizat uniform de-a lungul timpului de proces. În acest calcul, trebuie să se ţină seama de temperatura de lucru, care scade solubilitatea gazelor şi de solubilitatea simultană în masa de reacţie a oxigenului şi azotului, **„v.A.”**.

- Aici se pot detalia următoarele aspecte de strictă specialitate ale (bio)procesului:

**I.** transferul de masă al oxigenului din bula de aer în lichid, difuzia sa înspre microorganism și cinetica lui de conversie de către microorganism, adică absorbția globală a $O_2$;

**II.** cinetica specifică a dezvoltării microorganismului utilizat și necesarul lui de oxigen în fiecare etapă de dezvoltare a sa;

**Situația b)** - Se impune productivitatea (bio)reactorului, cantitatea de produs finit care trebuie să rezulte în final. Aceasta arată intrinsec faptul că se cunoaște

procesul și fluxul tehnologic, etapele de lucru, pierderile tehnologice, randamentele pe fiecare fază etc. …

- Se efectuează bilanțul de materiale conform procesului și adăugând pierderile tehnologice sau limitările conversiilor.

**-** Calculul productivităţii**.** Sunt necesare unele valori specifice procesului:

- concentraţia de metabolit, maximă sau la finalul fermentaţiei în masa de (bio)reacţie;
- timpul de fermentaţie;
- componenţa, compoziţia şi concentraţia substratului în mediul de cultură iniţial.
- având concentraţia finală a metabolitului în lichidul fermentat, c, [g/l], se poate determina volumul de masă de (bio)reacţie, volumul util, $V_u$, [l] sau [$m^3$] care generează cantitatea $P_{rod}$ [kg] de produs final. Volumul util, $V_u$, [l] sau [$m^3$] este dependent de modalitatea de lucru, compoziția masei de (bio)reacție, gradul de automatizare și monitorizare computerizată a instalaţiilor etc. $V_u = P_r/c$, [$m^3$],

unde: - $P_r$ este cantitatea de produs finit din reactor, care include toate pierderile tehnologice din lanţul de operaţii: pierderi în timpul bioreacţiei, pierderi la transvazare, la separarea biomasei, la separările chimice, la manipulările dintre faze, la condiţionare, depozitare, accidente tehnologice şi alte pierderi previzibile sau nu.

$$P_{rod} = P_r \cdot (1 - \Sigma [\%] \text{ pierderilor}).$$

**b). a)** - O variantă de calcul poate apărea dacă se cunoaşte volumul V, [$m^3$], al bioreactorului şi se cere productivitatea sa. În acest caz procedura este următoarea:

- se determină volumul efectiv ocupat de masa de bioreacție, volumul util, $V_u$:

$$V_u = \varphi \cdot V, [m^3],$$

unde: - φ, [-], este coeficientul de umplere al vasului.

**-** Coeficientul de umplere arată gradul în care se introduce mediul de (bio)-reacţie în reactor. Pentru reacţiile cu barbotare, care generează gaze, care spumează sau generează stropi, coeficientul de umplere se consideră mai mic, deşi o utilizarea eficientă a spaţiului de lucru solicită un grad de umplere mai înalt. În orice caz, gradul de umplere trebuie să asigure un nivel al lichidului care să depăşească înălţimea mantalei de încălzire sau a serpentinelor de încălzire-răcire, dar fără a atinge garnitura de etanşare dintre capac şi corp. Valorile lui φ sunt prezentate în Anexă, **„v.A."**.

- se determină cantitatea teoretică, $P_{teoretic}$, de produs generată de $V_u$:

$$P_{teoretic} = V_u \cdot c, [kg];$$

- se determină productivitatea reală, $P_{real}$, a reactorului:

$$P_{real} = P_{teoretic} \cdot (1 - \Sigma [\%] \text{ pierderilor}).$$

- Rezultă cantitatea de materiale, respectiv întregul volum de masă de reacție.
- Se reia calculul de la punctul **a. b.)** al algoritmului.

**c)** - Se estimează prin calcul masa reactorului folosind relația generală:

$$M_r = \rho_{oțel} \cdot V_{T\ oțel};$$

- Volumul oţelului, $V_{T\ oțel}$, din care este confecţionat reactorul şi mantaua acestuia se determină din date geometrice. Relația generală de calcul este:

$$V = S_{laterală} \cdot \delta;$$

- δ este grosimea tablei din care este confecționată piesa, [mm], **„v.A.”**.
- $S_{laterală}$ este aria laterală a fiecărei piese, [$m^2$].

- Bazin simplu: $V_{oțel\ r} = V_{oțel\ virolă} + V_{oțel\ fund} + V_{oțel\ capac}$;
- Reactor cu manta: $V_{oțel\ r} = V_{oțel\ virolă} + V_{oțel\ fund} + V_{oțel\ capac} + V_{manta}$;
- Reactor cu serpentină: $V_{oțel\ r} = V_{oțel\ virolă} + V_{oțel\ fund} + V_{oțel\ capac} + V_{serp}$;
- R cu manta și serp: $V_{oțel\ r} = V_{oțel\ virolă} + V_{oțel\ fund} + V_{oțel\ capac} + V_{serp} + V_{manta}$;

**- Observații:**

- virola, fundul și capacul reactorului au aceeași grosime.
- virola, fundul și închiderea mantalei au aceeași grosime, dar mai mică decât a reactorului.
- masa calculată se corectează cu un coeficient $\varepsilon_g$, [-], ce ține seama de prezența armăturilor, suporților, racordurilor, sistemelor de agitare, șuruburilor și piulițelor, serpentinelor etc. …. Coeficientul este cu atât mai mic cu cât volumul reactorului este mai mare. Uzual, valoarea sa este între:

$$1{,}26 < \varepsilon_g < 1{,}08.$$

$$M_r = \varepsilon_g \cdot \rho_{oțel} \cdot V_{T\ oțel}.$$

## Proiectarea instalaţiilor de pompare sau ventilaţie

### Observaţii asupra punctelor algoritmului

**1. a)** - Ce rol îndeplineşte pompa în instalaţie: alimentare, dozare, recirculare, amestecare, umplerea rezervoarelor de stocare, evacuare, evacuare de avarie, alimentarea hidranţilor, ventilaţie, aeraj, exhaustare, transport aero- sau hidropneumatic, scopuri speciale;

**b) -** modul de funcţionare: continuu, discontinuu, intermitent, cazuri speciale;

**c) -** scopul urmărit: debit oarecare, debit constant şi măsurat, presiune de regim impusă şi constantă.

**2.** - Dispozitivele de vehiculare a lichidelor se numesc pompe, pentru gaze la presiuni remanente mici: pompe de vid, pentru presiuni în jurul celei atmosferice:

exhaustoare, ventilatoare sau suflante, la presiuni mari: compresoare. Pentru fiecare dintre aceste categorii există o gamă largă de dispozitive specifice şi specializate în raport cu: natura fluidului, temperatură, grad de coroziune, debit, diferenţa de presiune generată, încărcarea fluidului cu solide, picături sau vapori etc.

- Ca orientare generală:

– pentru lichidele obişnuite sunt uzuale pompele centrifuge mono- sau multietajate. Acestea pot fi utilizate şi pentru suspensii diluate, (< 2 [%]), neabrazive şi necorozive.
– pentru lichide vâscoase curate, (glicerină, uleiuri) se utilizează pompe cu roţi dinţate, cu rotor excentric, cu membrană, cu pistoane rotative, peristaltice etc.
– pentru suspensii anorganice şi silicatice se recomandă pompele cu şurub, (MONO).
– pentru ape reziduale, cu suspensii grosiere, fibroase cu concentraţii peste 2 [%] se utilizează pompe cu rotoare speciale.
– pentru debite mari şi înălţimi de ridicare mici se folosesc turbopompele sau cele axiale.
– pentru instalaţiile de aerisire şi aeraj se utilizează ventilatoarele axiale.
– pentru ventilaţie şi alimentare cu gaze la presiuni mici, (< 0,05 [MPa]), se utilizează ventilatoarele centrifugale.
– gazele, altele decât aerul, sunt vehiculate cu suflante cu lamele, cu inel lichid, cu pistoane rotative sau elicoidale.
– pentru gaze la depresiune se utilizează injectoare-ejectoare, suflante sau pompe de difuziune.
– pentru presiuni ridicate se folosesc compresoarele.

**3.** - Alegerea traseului pentru care se utilizează pompa chiar pentru un timp scurt și temporar, (intermediar), trebuie să respecte condiţiile de bază prezentate în algoritmul pentru calculul conductelor. De cele mai multe ori, în fabrici, aceeași pompă deservește segmente de trasee sau doar porțiouni de traseu. Chiar și pe aceste segmente de trasee există: ţevi, tuburi, fitinguri, (coturi, teuri, robineţi de închidere, de probă, valve, reducţii, ramificaţii), flanşe, garnituri, compensatori de dilataţie, aparate de măsură şi control.

**4.** - Se calculează pierderile totale de presiune, $\Delta p_{total}$, [Pa],

$$\Delta p_{total} = \Delta p_{din} + \Delta p_{fr} + \Delta p_{rl} + \Delta p_{st} + \Delta p_{h},$$

și înălţimea manometrică de pompare, $H_m$, [m].

$$H_m = \frac{\Delta p_{total}}{\rho \cdot g}.$$

**5.** - Din cataloagele de pompe, pentru tipul, felul și construcția pompei alese pentru fluidul respectiv, se alege tipul de pompă care se găseşte la intersecţia ordonatei $H_m$ [m col. lich.] cu abscisa $Q_V$ [m³/h].

**6.** - Verificarea parametrilor funcţionali constă în identificarea punctului de lucru în zona de randament maxim al pompei. Punctul de lucru se găseşte la intersecţia caracteristicii reţelei cu cea a caracteristicii pompei. Caracteristica reţelei se calculează dând valori crescătoare debitului de fluid şi trasând curba rezultată. Caracteristică pompei este dată de firma producătoare.

**7.** - Puterea necesară pentru acționarea pompei se determină cu relaţia:

$$P = \frac{Q_V \cdot \Delta p_{total}}{1\,000 \cdot \eta_{total}} = \frac{Q_V \cdot \rho \cdot g \cdot H_m}{1\,000 \cdot \eta_{total}}, \text{ [kW]},$$

unde: $\eta_{total} = \eta_{pompă} \cdot \eta_{transmisie} \cdot \eta_{motor}$, [%].

**8.** - Puterea instalată se calculează cu relaţia:

$$P_{inst} = \beta \cdot P, \text{ [kW]}.$$

unde: - β este un coeficient dependent de valoarea puterii, P, [kW]:

| P [kW] | < 1 | 1 ÷ 5 | 5 ÷ 50 | > 50 |
|---|---|---|---|---|
| β [-] | 1,5 ÷ 2,0 | 1,2 ÷ 1,5 | 1,15 ÷ 1,2 | 1,1 |

- Se estimează pierderile de presiune totale, $\Delta p_T$, cu relaţia clasică:

$$\Delta p_T = \Delta p_d + \Delta p_{fr} + \Delta p_{rl} + \Delta p_{st} + \Delta p_g$$

în care: - $\Delta p_d = \frac{\rho \cdot w^2}{2}$; este pierderea de presiune dinamică este datorată energiei necesare creării vitezei de deplasare a fluidului, [Pa];

- $\Delta p_{fr} = \lambda \cdot \frac{L}{d_{ech}} \cdot \frac{\rho \cdot w^2}{2}$; este datorată energiei necesare învingerii frecărilor dintre perete şi fluid în porţiunile drepte ale conductelor, [Pa];

- $\Delta p_{rl} = \frac{\rho \cdot w^2}{2} \cdot \sum \xi$; este datorată energiei necesare învingerii frecării fluid-perete în orice porţiune unde secţiunile de trecere nu sunt constante sau drepte: coturi, teuri, ramificaţii, robinete, lărgiri sau îngustări a spaţiului de curgere etc.

- Tot în cadrul pierderilor de presiune de tip local se încadrează şi alte tipuri de pierderi de presiune, cum ar fi: pierderile de presiune proprii pompelor, (ventilatoare, compresoare), coloanelor cu umplutură, filtrelor etc. Acestea de determină din cataloagele aparatelor, din estimări sau prin calcule iterative, sunt dependente de viteza fluidului, dar pot fi evaluate direct în [Pa]. De aceea aceste rezistenţe locale se evaluează separat de formula de bază şi se adaugă la totalul pierderilor de presiune.

Evaluarea separată are avantajul unui calcul mai comod, deoarece după calculul filtrelor de sterilizare a aerului se poate evalua mai exact pierderile de presiune în acestea, respectiv presiunea totală care condiţionează alegerea compresorului.

- $\Delta p_{st} = p_1 - p_2$; este energia necesară învingerii diferenţei de presiune statică dintre punctele de unde se pompează fluidul, 1, în vasul de recepţie, 2.

- $\Delta p_g = \rho \cdot g \cdot \Delta h$; este energia necesară învingerii forţelor arhimedice din sistem.

În relaţiile de mai sus:

- $\lambda$ este coeficientul de frecare dintre fluid şi perete, [-],
- L este lungimea conductei în porţiunile drepte, [m],
- $d_{ech}$ este diametrul echivalent al conductei, [m],
- $\rho$ este densitatea fluidului care curge prin conductă, [kg/m$^3$],
- w este viteza fluidului din conductă, [m/s];
- $\Delta h$ este diferenţa de nivel dintre limitele de curgere a fluidului, [m];
- $\xi$ este coeficientul de rezistenţă locală pentru curgerea fluidului, [-];
- $p_1$ şi $p_2$ sunt presiunile statice din punctele 1 şi 2 [Pa].

- Coeficientul de frecare şi cei de rezistenţă locală se determină cu relaţii matematice specifice sau prin intermediul diagramelor, tabelelor sau nomogramelor de calcul. În afara acestor limite, coeficientul de frecare se determină din diagrama Nikuradze - Moody, în care apare direct şi influenţa rugozităţii, (asperităţii pereţilor), prin intermediul rugozităţii echivalente, $r_{ech} = d_{ech}/e$, prezentată în Anexă, **„v.A.”**.

- Dacă spaţiul în care are loc curgerea fluidului are pereţi rugoşi, cum este cazul instalaţiilor din oţel corodate, a pereţilor de canale din beton, din lemn etc., trebuie luat în calcul şi asperitatea suprafeţelor. Rugozitatea absolută se notează cu e şi reprezintă înălţimea medie a asperităţii, iar rugozitatea relativă se notează cu $r_{ech} = d_{ech}/e$, arătând raportul dintre dimensiunea caracteristică a spaţiului de curgere şi asperitate. Valorile acestor mărimi sunt prezentate în Anexă, **„v.A.”**.

- Pentru estimarea valorii pierderii totale de presiune:

**a)** - $\Delta p_g = \Delta p_h = \varrho_{am} \cdot g \cdot \Delta H_l$, [Pa], a fost determinată anterior;

**b)** - $\Delta p_{st} = p_1 – p_2$, reprezintă suprapresiunea din bioreactor care asigură evacuarea aerului barbotat şi totodată împiedică intrarea aerului nesteril, contaminat, cel atmosferic. O suprapresiune de 0,05 - 0,20 [ata] se consideră, de obicei, suficientă.

**c)** - Pentru evaluarea celorlalţi termeni: $\Delta p_d$, $\Delta p_{fr}$ şi $\Delta p_{rl}$ este necesară estimarea vitezei de curgere a aerului de la atmosfera înconjurătoare prin sistemul de colectare, comprimare, condiţionare, sterilizare, barbotare şi evacuare prin filtrele de reţinere din nou în atmosferă. Din practica industrială, există valori considerate „normale” a

vitezelor fluidelor prin conducte. Acestea sunt prezentate în Anexă, **„v.A."**. O viteză mică generează secţiuni largi a conductelor, deci greutate proprie mare a instalaţiei, dar şi posibilitatea de a se depune în unele locuri a unor impurităţi. Vitezele mari conduc la pierderi mari de presiune, adică necesar energetic mai mare pentru funcționarea întregii instalații.

- Calculul sau estimarea vitezei fluidului este prezentată le larg în capitolul referitor la **(**pre)dimensionarea conductelor.

- Pentru un calcul foarte aproximativ se pot estima pierderile de presiune totale, $\Delta p_T$, prin frecare, rezistenţe locale, dinamice, precum şi cele generate de filtrul de aer şi de compresor, considerându-le de X ori mai mari decât $\Delta p_h$: $\Delta p_t = \Delta p_h \cdot X$.

**Performanțele orientative ale ventilatoarelor și compresoarelor**

| Nr. crt. | Tip de compresor | Turație normală [rpm] | Capacitate maximă [Nm$^3$/h] | Diferență de presiune 1 etaj [bar] | Diferență de presiune n etaje [bar] |
|---|---|---|---|---|---|
| 1. | cu piston | 300 | 85 | 3,50 | 5 000 |
| 2. | cu inel lichid | 200 | 2 550 | 0,70 | 1,7 |
| 3. | cu rotoare | 250 | 4 250 | 0,35 | 1,7 |
| 4. | cu melc | 10 000 | 12 750 | 3,50 | 17 |
| 5. | centrifugale | 1 000 | 170 000 | 0,20 | - |
| 6. | Turbocomp. | 10 000 | 136 000 | 3,5 | 100 |
| 7. | Suflante ax. | 3 000 | 170 000 | 3,5 | 10 |
| 8. | Compr. ax. | 3 000 | 170 000 | 3,5 | 10 |

Pentru (pre)alegerea pompelor și compresoarelor există diagrame orientative, **„v.A."**.

## Calculul grătarelor de reţinere

### Observații asupra algoritmului

**1.** - Alegerea tipului de grătar depinde de modul de operare, debitul de suspensie inițială, gradul de retenție, mărimea obiectelor, (particulelor), reținute, gradul de încărcare a suspensiei cu particule, forma și consistența, (textura) etc. se pot alege grătare:

**a)** fixe - pentru corpuri cu dimensiuni mari sau medii, debite mici sau mari, precurăţarea, (preepurarea), debitelor;

**b)** - cu efect Coandă - care sunt tot grătare fixe, dar cu construcție mai sofisticată, dar și eficiență foarte ridicată, mai ales pentru pentru materiale

fibroase, tabletare sau forme nedefinite de natură coerentă, lipicioase, gelatinoase şi aderente faţă de alte tipuri de materiale. Avantajele sunt fenomenul de autocurăţare, uzură foarte redusă, sunt favorabile debitelor mici, medii sau mari, nu necesită supraveghere în timpul funcționării, întreținerea este minimă, doar periodică, și nici nu solicită energie pentru funcționare;

**c)** - rotative - pentru debite mici şi medii, cu încărcare mare şi constantă de solide cu distribuţie granulometrică largă;

**d)** - culisante - pentru debite medii şi mari, cu încărcare variabilă de materiale cu distribuţie granulometrică prestabilită.

**2.** - Calculul pierderii de presiune, ca sarcină hidraulică:

$$\Delta h = \varsigma \cdot \frac{w^2}{2 \cdot g} \cdot \sin\alpha \text{, [m];} \qquad \varsigma = \beta \cdot \frac{s}{b}^{4/3} ;$$

în care: - Δh = pierderea de presiune, [m col $H_2O$], denivelarea amonte-aval față de grătar, [m];

- ζ = coeficient adimensional, **„v.A."**;
- β = coeficient adimensional, [-], **„v.A.";**
- w = viteza curentului de apă, [m/s];
- $\alpha$ = unghiul de atac apă - grătar, [$^0$];
- g = accelerația gravitațională, [m/s$^2$];
- b = lățimea barelor, [m];
- s = distanța dintre bare, [m].

**3.** - Estimarea puterii necesare de acţionare pentru grătarele mobile. La acest tip de grătare, evaluarea din cataloagele de produse este absolut necesară, fiecare tipodimensiune și variantă constructivă solicitând alt necesar energetic.

## Calculul operaţiei de sedimentare

### Observaţii asupra punctelor algoritmului

**Principial sunt patru variante de calcul**:

**a)** - se impune diametrul particulei care sedimentează.

**b)** - se cunosc parametrii decantorului.

**c) -** sedimentarea nestaționară.

**d) –** sedimentarea în câmp centrifugal.

- **Varianta a)** - Se cunoaşte sau se impune diametrul particulei care sedimentează sau care scapă din decantor.

**1.** - Pentru particulele fine, care sunt de dimensiuni micronice, între 3 și 40 [μm], de obicei se consideră că sedimentarea, (decantarea), are loc în regim laminar de curgere:

Re < 0,2; Ar < 0,36; Li < 0,002;

adică se poate utiliza pentru determinarea vitezei de sedimentare relaţia lui Stockes:

$$w_{sed} = \frac{1}{18} \cdot \frac{d_p^2 \cdot (\rho_p - \rho_e) \cdot g}{\eta}, \qquad [m/s];$$

- Este obligatoriu ca **după calcul să se verifice regimul** de curgere cu viteza de sedimentare calculată pentru a se dovedi că regimul de curgere este este laminar.

- Pentru orice formă şi dimensiune a particulelor şi pentru orice regim de sedimentare se urmează calea următoare:

- se calculează criteriul Arhimede: $Ar = \frac{d_p^3 \cdot \Delta\rho \cdot g \cdot \rho_l}{\eta_l^2}$, [-];

- din graficul dependenţei Li = f(Ar) sau Re = f(Ar) se determină din diagrama de calcul valorile criteriului Liascenko, Li, corespunzătoare formei geometrice a particulei: $Li = \frac{w_{sed}^3 \cdot \rho_f^2}{\eta_l \cdot \Delta\rho \cdot g}$ [-]; $Re = \frac{w_{sed} \cdot d_p \cdot \rho_e}{\eta_e}$, [-];

- din aceste valori se determină viteza de sedimentare teoretică, $w_t$, [m/s].

**2.** - Se verifică regimul de sedimentare, prin calculul CriteriuluiReynolds:

- laminar Re < 0,2; 0,36 < Ar < 36;
- intermediar 0,2 < Re < 1 000; 36 < Ar < 84 000;
- turbulent 1 000 < Re < 500 000 Ar > 84 000;

**3.** - Viteza teoretică se corectează prin înjumătăţire. În acest fel se iau în considerare şi alţi factori ce influenţează sedimentarea, care nu au fost incluşi în relaţia teoretică de calcul și anume: sedimentarea frânată, colectivă, curenţii turbionari de convecţie termică sau hidrodonamică: $w_{sed\ practică} = 0{,}5 \cdot w_{sed}$, [m/s];

**4.** - Timpul de sedimentare sau staţionare se utilizează la dimensionarea aparatelor:

$$\tau_{sed} = \frac{h}{w_{sed\ practica}}, \qquad [s];$$

- pentru decantoarele nestaționare, statice, adică un vas în care staționează suspensia: $\tau_{sed} = \frac{H}{w_{sed\ practica}}$, [s];

unde: - H este înălțimea lichidului din vas, [m];

- pentru decantoarele longitudinale, transversale:

$$\tau_{sed} = \frac{h}{w_{sed\ practica}}, \qquad [s];$$

- condiția de lucru, de funcționare a decantorului transversal este:

$$\tau_{sed} = \tau_{trecere}, \qquad [s];$$

în care: - h este înălțimea lamei de lichid limpede care iese din decantor, [m];

- pentru decantoarele radiale, circulare:

$$w_{trecere} = Q_{V\ susp}/S_{decantor}, \qquad [m/s];$$

unde: - $Q_{V\ susp}$ este debitul volumetric de suspensie, [$m^3/s$];

- $S_{decantor}$ este suprafața orizontală a decantorului la limita deversorului, [$m^2$];

- condiția de lucru, de funcționare, a decantorului radial este:

$$w_{sed\ practică} = w_{trecere}; \qquad [m/s];$$

**5.** - Calcularea dimensiunilor decantorului.

* - pentru decantoarele nestaționare, statice, adică un vas în care staționează suspensia:

- se poate determina înălțimea stratului de lichid dacă se impune un timp de operare:

$$H_{str\ limpede} = \tau_{staționare} \cdot w_{sed\ practică}; \qquad [m];$$

- se poate determina suprafața vasului, cunoscând volumul de suspensie, $V_{susp}$, [$m^3$];

$$S_{vas} = V_{susp}/H_{str\ limpede}. \qquad [m^2];$$

** - pentru decantoarele longitudinale, transversale, decantoare cu funcționare continuă

- se poate calcula lungimea decantorului, L, [m], dacă se cunoaște debitul volumetric de suspensie, $Q_{V\ susp}$, [$m^3/s$], înălțimea lamei de lichid „limpede", h, [m] și lățimea decantoruluil, l, [m]. Se determină secțiunea de trecere a suspensiei prin „lama" de lichid limpede: $A_{trecere} = l \cdot h$, [$m^2$];

$$w_{trecere} = Q_{susp}/A_{trecere}, \qquad [m/s];$$

$L = w_{trecere} \cdot \tau_{trecere}$ [m]; cu condiția: $\tau_{sed} = \tau_{trecere}$ [s];

$$L = w_{trecere} \cdot \tau_{sed}, \qquad [m].$$

**Se remarcă faptul că pentru decantoarele longitudinale, transversale, se poate calcula ORICARE dintre parametrii aparatului, după modelul calculului Lungimii.**

*** - pentru decantoarele radiale, circulare:

- se poate determina suprafața decantorului, $S_{decantor}$, [$m^2$], cunoscând debitul de suspensie ce trebuie tratată, $Q_{V\ susp}$, [$m^3/s$] și condiția de funcționare a acestui tip de aparat:

$$w_{sed\ practică} = w_{trecere}; \qquad [m/s];$$

$$S_{decantor} = Q_{V\ susp}/w_{sed\ practică} \qquad [m^2];$$

**Se remarcă faptul că pentru decantoarele radiale, circulare, se poate calcula ORICARE dintre parametrii aparatului, după modelul calculului Suprafeței.**

**Alte observaţii asupra punctelor algoritmului a)**

- Calculul suprafeţei decantorului continuu:

$$S_{sed} = \frac{Q_{M\ initial} \cdot (c_f - c_i)}{\rho_l \cdot w_{sed\ practic} \cdot c_f}, \qquad S_{sed} = \frac{Q_{V0} \cdot (x_f - x_i)}{w_{sed\ practic} \cdot x_f}, \qquad S_{sed} = \frac{Q_V}{w_{sed\ practic}}.$$

unde: - i şi f sunt indicii pentru iniţial şi final;
- 0 este indice pentru lichid;
- c şi x în [kg solid/kg lichid].

**Varianta b) -** Se cunosc parametrii dimensionali şi funcţionali ai decantorului, adică se poate calcula diametrul particulei care scapă din decantor.

**1. -** Determinarea vitezei de trecerea fluidului este primul pas în calculul diametrului particulei care scapă din decantor:

**&** - pentru decantoarele longitudinale, transversale, decantoare cu funcționare continuă: $w_{trecere} = Q_{susp}/A_{trecere}$, [m/s];

$A_{trecere} = l \cdot h$, [m²];

- condiția de lucru, de funcționare a decantorului transversal este:

$\tau_{sed} = \tau_{trecere}$, [s];

$w_{sed} = L_{sed}/\tau_{sed} = L_{trecere}/\tau_{trecere} = w_{trecere}$, [m/s];

$0{,}5 \cdot w_{sed} = w_{sed\ practică}$ [m/s];

$$w_{sed\ practica} = \frac{1}{18} \cdot \frac{d_p^2 \cdot (\rho_p - \rho_e) \cdot g}{\eta}, \qquad \text{[m/s]};$$

$$d_p = \sqrt{\frac{18 \cdot \eta \cdot w_{sed\ practica}}{(\rho_{p;} - \rho_l) \cdot g}}, \qquad \text{[m]}.$$

**&&** - pentru decantoarele radiale, circulare, decantoare cu funcționare continuă, condiția de lucru, de funcționare, este:

$w_{sed\ practică} = w_{trecere}$; [m/s];

$w_{trecere} = Q_{V\ susp}/S_{decantor}$ [m/s];

$$w_{sed\ practica} = \frac{1}{18} \cdot \frac{d_p^2 \cdot (\rho_p - \rho_e) \cdot g}{\eta}; \qquad \text{[m/s]};$$

$$d_p = \sqrt{\frac{18 \cdot \eta \cdot w_{sed\ practica}}{(\rho_{p;} - \rho_l) \cdot g}}, \qquad \text{[m]}.$$

**Varianta c) -** Se cunosc parametrii dimensionali şi funcţionali ai decantorului, adică se poate calcula diametrul particulei care sedimentează într-un timp, $\tau_{sed}$, sau timpul în care sedimentează o particulă cu diametrul $d_{p}$, [m].

**$ -** Volumul de material, suspensie, $Q_{V\ susp}$, [m³] este determinat de suprafața orizontală a vasului, $S_{vas}$, [m²] și înălțimea utilă, h, [m] a vasului.

$$Q_{V\ susp} = S_{vas} \cdot h, \qquad [m^3],$$

$$0{,}5 \cdot w_{sed} = w_{sed\ practică} \qquad [m/s];$$

$$\tau_{sed} = \frac{h}{w_{sed\ practica}}, \qquad [s];$$

$$w_{sed\ practica} = \frac{h}{\tau_{sed}}, \qquad [m/s];$$

$$w_{sed\ practica} = \frac{1}{18} \cdot \frac{d_p^2 \cdot (\rho_p - \rho_e) \cdot g}{\eta}, \qquad [m/s];$$

$$d_p = \sqrt{\frac{18 \cdot \eta \cdot w_{sed\ practica}}{(\rho_{p;} - \rho_l) \cdot g}}, \qquad [m].$$

**$$ -** Volumul de material, suspensie, $Q_{V\ susp}$, [m³] este determinat de suprafața orizontală a vasului, **$S_{vas}$,** [m²] și înălțimea utilă, **h**, [m] a vasului.

$$Q_{V\ susp} = S_{vas} \cdot h, \qquad [m^3],$$

$$w_{sed} = \frac{1}{18} \cdot \frac{d_p^2 \cdot (\rho_p - \rho_e) \cdot g}{\eta}, \qquad [m/s];$$

$$0{,}5 \cdot w_{sed} = w_{sed\ practică} \qquad [m/s];$$

$$\tau_{sed} = \frac{h}{w_{sed\ practica}}, \qquad [s].$$

**$$$ -** Evaluarea pariculei rămase în suspensie. Este vorba de a calcula diametrul particulei din suspensie după o perioadă foarte lungă de timp, de obicei impusă. De exemplu este vorba de limpezirea vinului după o perioadă de 4 - 6 luni de zile.

$$w_{sed} = \frac{h}{\tau_{sed}}, \qquad [m/s];$$

- având în vedere particularitatea sistemului, (vinul NU are în interior curenți convectivi termici sau hidrodinamici și nici alte fenomenologii sau forme de sedimentare), deci rămâne valoarea NECORECTATĂ.

- diametrul particulei este: $d_p = \sqrt{\frac{18 \cdot \eta \cdot w_{sed}}{(\rho_{p;} - \rho_l) \cdot g}}$, [m].

**d)** # - Viteza de sedimentare în câmp centrifugal a unei particule este:

$$w_{sed\ centr} = \frac{1}{18} \cdot \frac{d_p^2 \cdot (\rho_p - \rho_e) \cdot \omega^2 \cdot R}{\eta_f}; \qquad w_{sed\,centr} = \frac{dR}{d\tau};$$

$$\int_0^{\tau} d\tau = \int_{R1}^{R2} \frac{dR}{w_{sed\,centr}}; \quad \text{deci: } \tau = \frac{\eta_f}{18 \cdot d_p^2 \cdot (\rho_p - \rho_f) \cdot \omega^2} \cdot \ln\frac{R_2}{R_1};$$

- $R_1$ şi $R_2$ sunt raza luciului de lichid, respectiv raza tamburului centrifugei, [m];
- $\omega = 2 \cdot \pi \cdot n$ este pulsaţia, viteza unghiulară de rotaţie, [1/s];
- n este viteza de rotaţie a tamburului, [1/s].

## **-** Diametrul particulei care sedimentează într-o centrifugă discontinuă depinde de timpul de operare, la turaţia de regim, $\tau$, [s]:

$$d_p = \sqrt{\frac{\eta_f \cdot \ln\frac{R_2}{R_1}}{18 \cdot (\rho_p - \rho_f) \cdot \omega^2 \cdot \tau}}; \qquad [m].$$

- $R_1$ şi $R_2$ sunt raza luciului de lichid, respectiv raza tamburului centrifugei, [m];
- $\omega = 2 \cdot \pi \cdot n$ este pulsaţia, viteza unghiulară de rotaţie, [1/s];
- n este viteza de rotaţie a tamburului, [1/s].

**Calculul operaţiei de sedimentare prin centrifugare**

**Principial sunt trei variante de calcul**:

**a)** - discontinuă;

**b)** - semicontinuă;

**c)** - continuă.

**Observaţii asupra punctelor algoritmului**

**ATENȚIE aparatura este standard, adică are parametrii funcţionali cunoscuţi**.

**a) Operarea discontinuă**

**1.** - Volumul interior al tamburului centrifugii este: $V_i = (\pi \cdot D^2_i \cdot H_t)/4$, [m$^3$];

unde: - $D_i$ este diametrul interior al tamburului, [m],

- $H_t$ este înălţimea tamburului, [m].

**2.** - Gradul de încărcare, $\varepsilon$, [-], a tamburului este între 0,3 şi 0,5 din $V_i$. Relaţia de calcul este: $\varepsilon \cdot V_i = (\pi \cdot H_i/4) \cdot (D_i^2 - d_{lic}^2)$. Se alege valoarea pozitivă a rădăcinii ecuaţiei pentru $d_{lich}$.

- Grosimea stratului de lichid, suspensie în decantare, este:

$\delta = (D_i - d_{lich})$, [m].

**3.** Se determină viteza de sedimentare, $w_{sed\ cc}$ precum şi factorul de eficacitate, f,:

$$w_{sed\ cc}=\frac{1}{18}\cdot\frac{d_p^2\cdot(\rho_s-\rho_l)\cdot\omega^2\cdot R}{\eta},\ [m/s], \qquad f=(\omega^2\cdot R)/g,\ [-];$$

unde: - $\omega = 2\cdot\pi\cdot n$, [$s^{-1}$],

- n este turaţia tamburului, [$s^{-1}$],
- R este raza tamburului, [m],
- se verifică regimul de sedimentare, care este de obicei laminar:

$Re < 0,2$; $0,36 < Ar < 36$,

- viteza teoretică se corectează prin înjumătățire. În acest fel se iau în considerare şi alţi factori ce influenţează sedimentarea, care nu au fost incluşi în relaţia iniţială teoretică de calcul: sedimentarea frânată, colectivă, curenţii torbionari de convecţie termică sau hidrodonamică: $w_{sed\ practic} = 0,5\cdot w_{sed}$.

**-** Factorul de eficacitate este similar criteriului Froude: $Fr = (d_{ech}\cdot n^2)/g$, [-].

**4.** - Timpul efectiv de sedimentare a particulei în câmp centrifugal se calculează cu relația: $\tau_{sed\ cc} = \delta/w_{sed\ practică}$, [m/s].

**5.** - Forța centrifugă se determină cu relația:

$$F = M\cdot\omega^2\cdot R = (2\cdot\pi\cdot n)^2\cdot M\cdot R,\ [N];$$

în care: - M este masa de material din aparat, [kg],

$$M = \varepsilon\cdot V_i\cdot\varrho_{susp} = (\pi\cdot H_i/4)\cdot(D_i^2 - d_{lic}^2)\cdot\varrho_{susp};$$

în care: - R este raza tamburului, [m];

- n turaţia tamburului, [1/s];
- ω este viteza unghiulară, [1/s];
- Presiunea de filtrare este: $\Delta p_{filtrare} = F/A$, [Pa], unde: $A = 2\cdot\pi\cdot R_i\cdot H_t = \pi\cdot D_i\cdot H_t$, [$m^2$], este aria tamburului centrifugii.

**6.** - Lucrul mecanic necesar pentru învingerea inerţiei tamburului centrifugei în perioada de pornire, $L_1$, [J]:

$$L_1 = (M_{tambur}\cdot w_2^2)/2 = (M_{tambur}\cdot\omega_2^2\cdot R_2^2)/2; \qquad [J],$$

unde: indicele 2 este pentru partea exterioară a tamburului centrifugii;

- Lucrul mecanic necesar pentru învingerea inerţiei încărcăturii tamburului centrifugii, considerată la încărcare pe jumătate, la maximum acceptabil tehnologic, în perioada de pornire, $L_2$, [J]:

$$L_2 = (0,75\cdot w_1^2\cdot\varrho_{susp}\cdot V_i)/4 = (0,75\cdot\omega_1^2\cdot R_1^2\cdot\varrho_{susp}\cdot V_i)/4,\ [J],$$

unde: - indicele 1 este pentru partea interioară a tamburului centrifugii.

**- $P_1$** este puterea necesară acționării utilajului în perioada de pornire, până la atingerea turaţiei de regim, [W]:

$$P_1 = (L_1 + L_2)/\tau,$$

unde: - τ este timpul de atingere a turaţiei de regim, de obicei între 30 şi 180 [s], cu atât mai mare cu cât capacitatea tamburului este mai mare.

- **$P_2$,** este puterea necesară învingerii frecărilor în lagărele aparatului, [W]:

$$P_2 = 0{,}03 \cdot M_{tot} \cdot w_{ax} \cdot g,$$

unde: - $M_{tot}$ este masa totală a pieselor în mişcare, inclusiv a suspensiei, [kg];

- $w_{ax}$ este viteza periferică a axului centrifugii, [m/s]:

$$- w_{ax} = \omega \cdot d_{ax} = \pi \cdot n \cdot d_{ax}.$$

**-** **$P_3$** este puterea necesară învingerii frecărilor dintre tambur şi aerul înconjurător, [W]: $P_3 = 6{,}762 \cdot 10^{-3} \cdot R_2^2 \cdot w_2^3 \cdot \rho_{aer}$,.

**-** Puterea totală necesară, **$P_T$**, [W], este suma:

$$P_T = P_1 + P_2 + P_3.$$

- Cu un randament mecanic total, $\eta_T$, [-], puterea necesară, **$P_N$**, [W], este:

$$P_N = P_T / \eta_T;$$

- Puterea instalată, **$P_{inst}$**, [W], este:$(1{,}1 \div 1{,}3) \cdot P_N$.

**- NOTĂ:** Necesarul energetic în momentul pornirii centrifugii, primele 0 ÷ 5 - 8 secunde, este de până la 25 de ori mai mare decât în perioada de regim normal de funcționare, așa încât utilajele trebuie montate corespunzător.

**b) Operarea semicontinuă**

**1.** - Debitul volumic de suspensie, $V_{susp}$, (capacitatea de producție), [m$^3$/s], a unei centrifuge de sedimentare discontinue cu descărcare cu cuţit raclor, se determină cu relaţiile:

$$\alpha)\ V_{susp} = \varepsilon_d \cdot S_{susp} \cdot w_{sed\,cc},$$

în care: - $\varepsilon_d$ este un coeficient ce ţine seama de raportul debitelor teoretice şi reale utilizate, valori cuprinse între $0{,}4 - \varepsilon_d - 0{,}5$, [-],

- $S_{susp} = 2 \cdot \pi \cdot R_i \cdot H_t = \pi \cdot D_i \cdot H_t$, este suprafaţa suspensiei, a lichidului, [m$^2$],

- $w_{sed\,cc} = w_{sed} \cdot f$, pentru raza interioară, [m/s];

- factorul de eficacitate, f, este similar criteriului Froude:

$$Fr = (d_{ech} \cdot n^2)/g,\ f = (\omega^2 \cdot R_i)/g,\quad [-];$$

$$\beta)\ V_{susp} = 25{,}3 \cdot \varepsilon_d \cdot k \cdot H_t \cdot n^2 \cdot w_{sed} \cdot R_i \cdot S_{susp},\quad [m^3/h],$$

unde k este raportul dintre durata alimentării centrifugii cu suspensie şi durata totală a procesului.

**c) Operarea continuă**

**$\alpha$)** - Debitul volumic de suspensie, $V_{susp}$, (capacitatea de producție), [m$^3$/h], pentru o centrifuga continuă orizontală cu descărcare prin şnec se determină cu relaţia:

$$V_{susp} = 3{,}5 \cdot [D_{pl}^2 L_{pl} \cdot (\rho_s - \rho_l) \cdot d^2 \cdot n^2] / \eta, \qquad [m^3/h],$$

în care: - $D_{pl}$ şi $L_{pl}$ sunt diametrul şi lungimea „cilindrului de preaplin”, [m];

- $\rho_s$ şi $\rho_l$ sunt densităţile solidului şi lichidului, [kg/m$^3$];

- d este diametrul celei mai mici particule care scapă din aparat, [m];
- n este turaţia centrifugii, [$s^{-1}$];
- η este viscozitatea lichidului, [Pa·s].

**β)** - Debitul volumic de suspensie, $V_{susp}$, (capacitatea de producţie), [$m^3$/s], pentru o supercentrifuga tubular continuă verticală se determină cu relaţia:

$$V_{susp} < (w \cdot V_{int})/h, \qquad [m^3/h],$$

în care:
- w este viteza de sedimentare a particulei în câmp centrifugal, [m/s];
- $V_{int} = 0{,}785 \cdot (D^2 - D_0^2) \cdot H_t$, este volumul de lichid în tambur, [$m^3$];
- $H_t$ este lungimea, (înălţimea), părţii active a tamburului, [m];
- D şi $D_0$ sunt diametrele interioare şi a pragului de preaplin, [m],
- h este adâncimea pragului din tambur, [m].

Condiţia funcţionării corecte a utilajului este ca regimul de curgere în tambur să fie laminar, şi anume: Re să fie sub 350.

## Calculul operaţiei de ciclonare

### Observaţii asupra punctelor algoritmului

Cicloanele sunt aparate care separă materialele solide de lichide, hidrocicloanele, sau particulele solide sau picături de lichide de gaze, cicloanele, sub acţiunea forţei centrifuge formate de viteza curentului de fluid într-un corp cilindric.

**- Observaţie: -** De obicei sunt aparate disponibile şi standardizate, deci se verifică modul lor de funcţionare. Pentru unele cazuri, se pot proiecta şi confecţiona, ele fiind aparate relativ simple.

**1.** - Parametrii funcţionali ai operaţiei de separare prin (hidro)ciclonare sunt: densitatea solidului şi fluidului, diametrul particulei solide care se dorește a fi reținută, temperatura de operare, debitul masic sau volumic de fluid, amestec fluid – solid).

**2.** - Se alege, se adoptă sau se ia din cataloagele de specialitate raportul: $\Delta p/\rho_{fluid}$.

**3.** - Se calculează viteza convenţională, $w_c$ din relaţia: $\Delta p/\rho_{fluid} = \zeta \cdot (w_c^2/2)$. Această viteză trebuie să se încadreze în limitele recomandate pentru curgeri în ţevi a fluidelor, **„v.A."**.

- ζ este coeficientul de rezistență locală, **„v.A."**, [-].

**4.** - Se determină diametrul aparatului, D, [m], cu relația clasică a debitului volumetric:

$$D = \sqrt{\frac{Q_V}{0{,}785 \cdot w_c}}.$$

**5.** - Se calculează pierderea de presiune prin rezistențe locale:

$$\Delta p = \zeta \cdot \frac{w_c^2 \cdot \rho_f}{2}.$$

**6.** - Se determină diametrul minim al particulei care este captată, $d_{min}$, având în vedere următoarele aspecte: în timpul de depunere pe peretele cilindric al ciclonului, τ, [s], particula parcurge distanţa circulară pe periferia părţii cilindrice simultan cu deplasarea sa de la centru la periferie, în regim laminar şi în câmp centrifugal:

$$\tau = \frac{R}{2 \cdot w_{\min}} \qquad \tau = \frac{2 \cdot \pi \cdot n \cdot R}{w_c} \qquad w_{sed\ cc} = \frac{1}{18} \cdot \frac{d_{p\min}^2 \cdot \rho_p \cdot w_c^2}{\eta_l}$$

$$d_{\min} = 3 \cdot \sqrt{\frac{\eta \cdot R}{2 \cdot \pi \cdot n \cdot \cdot w_c \cdot \rho_p}}$$

- de obicei $w_c$, [m/s], este şi viteza de intrare a fluidului în ciclon;

- Unghiul de intrare în ciclon influenţează coeficientul de rezistenţă locală, respectiv pierderile de presiune. Cu cât unghiul de intrare al fluidului este mai mare, coeficientul de rezistenţă este mai mic, deci și pierderile de presiune, **„v.A.”**.

- Cu cât unghiul de intrare este mai mare, numărul de rotaţii a fluidului în ciclon este mai mic, deci $d_{min}$ este mai mare.

- Relaţia de calcul a $d_{min}$, [m], oferă principalele date despre influenţa parametrilor asupra procesului.

- Forma geometrică a cicloanelor se ia după rapoartele dintre lungimile caracteristice, ca simplecşi de similitudine, vezi Anexa, **„v.A.”**.

## Calculul operaţiei de agitare, (amestecare)

### Observaţii asupra punctelor algoritmului

**1. -** Forma agitatorului se poate creea analizând spectrul de curgere la turaţii diferite, în prezenţa sau nu a şicanelor sau a amenajărilor interioare. Acestea depind de natura operaţiei care se desfăşoară sub agitare: dizolvare, amestecare, transfer termic, generare de germeni, reacţii în mediu omogen sau heterogen, menţinere în suspensie, generare de emulsii etc. ... Aceste aspecte se rezolvă experimental.

**2.** - Determinările experimentale pe modelul de laborator urmăresc optimizarea formei, turaţiei, spectrului de curgere, efectului de amestecare şi fixarea mărimilor geometrice finale. Scopul experimentelor este determinarea formei, dimensiunilor, amenajărilor interioare, turaţiei şi puterii la amestecare pe model.

**3.** - Se determină dimensiunile prototipului pornind de la forma și dimensiunile modelului experimental pornind de la raportul de scară. **MODEL** este construcția la scară experimentală de pe care se prelevează date care vor fi transpuse la o scară de proporție mai mare. **PROTOTIP** este realizarea la o scară geometrică mai mare, indiferent de mărime: semipilot, pilot, semiindustrială, industrială.

Noțiunea de scară implică nu numai forma geometrică cu respectarea scării de asemănare, dar și similitudinea de material, de temperatură sau de (bio)cinetică. Teoria similitudinii demonstrează posibilitatea simulării a maximum doi parametri simultan, dar sacrificând similitudinea de material. Pe lângă aspectul general, TREBUIE să se respecte TOATE rapoartele de dimensiuni: distanța fund-amestecător, numărul și poziția spărgătoarelor de vârtej, forma și plasarea palelor amestecătoarelor, unghiul lor de înclinare etc.

**4.** - Se determină valorile puterii şi turaţiei pentru prototip pornind de la următoarele date:

- pentru omogenizare, dizolvare, menţinere în suspensie, transfer termic se aplică regula vitezei periferice egale, a turbulenţei identice, adică:

$Re_{model} = Re_{prototip}$, $Re_m = Re_p$:

$$\frac{n_m \cdot d_{ag}^2\, m \cdot \rho_{em}}{\eta_{em}} = \frac{n_p \cdot d_{ag\,p}^2 \cdot \rho_{l\,p}}{\eta_{l\,p}};$$

- pentru emulsionare, reacţii chimice, amestecarea sistemelor neomogene, barbotare, se aplică regula egalităţii puterii disipate pe unitatea de volum: $K_{N\,m} = K_{N\,p}$:

$$\frac{P_m}{\rho_{l\,m} \cdot n_{ag\,m}^3 \cdot d_{ag\,m}^5} = \frac{P_p}{\rho_{l\,p} \cdot n_{ag\,p}^3 \cdot d_{ag\,p}^5}; \qquad \frac{P_m}{V_m} = \frac{P_p}{V_p};$$

- pentru amestecătoare similare geometric se poate calcula criteriul puterii, $K_N$, cu relaţia:

$$K_N = \frac{C_1}{\mathrm{Re}^{C_2}},$$

unde: - $C_1$ şi $C_2$ sunt constante specifice fiecărei geometrii ale sistemului de amestecare în parte şi sunt prezentate în literatură, **„v.A."**.

- pentru diferite tipuri de amestecătoare, în literatură se găsesc diagrame de corelare a criteriilor de similitudine principale: $K_N = f(Re)$, din care se pot determina mărimile necesare, **„v.A."**.

- La amestecarea lichidelor sau a suspensiilor prin barbotarea aerului sau a gazelor, presiunea de injectare $\Delta p_T$, [Pa], se determină cu relaţia:

$$\Delta p_T = \left(1 + \lambda \cdot \frac{L}{d} + \Sigma\,\xi\right)\frac{\rho_g \cdot w_g^2}{2} + \rho_l \cdot g \cdot H_l;$$

- $\lambda$ este coeficientul de frecare gaz-conducta de injectare, [-];

- L este lungimea conductei de alimentare cu aer sau gaz, [m];

- d este diametrul interior al conductei, [m];

- $\Sigma\,\xi$ este suma coeficienţilor de rezistenţă locală, [-];

- $\rho_g$, $\rho_l$ sunt densităţile gazului, respectiv a lichidului amestecat, [kg/m³];

- $w_g$ este viteza gazului în conductă, [m/s];

- g este acceleraţia gravitaţională, 9,81 [m/s²];

- $H_l$ este înălţimea stratului de lichid amestecat, [m].

La valoarea presiunii astfel calculate, se mai adaugă un supliment de 3 ÷ 5 [%].

- Debitul necesar de aer sau de gaze pe unitatea de suprafaţă, $Q_{v\ aer}$, pentru amestecare este, **„v.A."**:

| | |
|---|---|
| - amestecare slabă sau puţin intensă: | 0,25 ÷ 0,40 [$m^3/m^2\cdot min$]; |
| - amestecare medie: | 0,45 ÷ 0,75 [$m^3/m^2\cdot min$]; |
| - amestecare intensă: | 0,75 ÷ 1,10 [$m^3/m^2\cdot min$]. |

## Calculul operaţiei de filtrare

### Observaţii asupra punctelor algoritmului

**1.** - Determinarea experimentală a constantelor de filtrare este absolut necesară în vederea dimensionării sau verificării funcţionării filtrului. Operaţia se execută cu aceeaşi suspensie, tip de material filtrant şi condiţii de filtrare, (temperatură, diferenţă de presiune ...), cu care se operează în condiţii industriale. Principial, determinarea lor se face colectând volume egale de filtrat în intervale de timp măsurate, **„v.IL"**. (În Îndrumătorul de Laborator, la capitolul „FILTRARE" se prezintă pe larg modul de lucru și se exemplifică prin calcul întreaga procedură). Constantele de filtrare se determină din liniarizarea ecuaţiei generale a filtrării, prezentată mai jos, care poate fi prezentată sub două relații matematice, similare:

$a\cdot V_f^2 + b\cdot V_f = \tau$, sau scrisă sub altă formă: $V_f^2 + 2\cdot C\cdot V_f = K\cdot\tau$,

- a este o constantă specifică fiecărui tip de precipitat, [$s/m^2$];

- b este o constantă specifică fiecărui tip de material filtrant, [s/m];

- a şi b sunt constantele de filtrare care se determină experimental în aceleaşi condiţii în care are loc filtrarea;

- C este o constantă specifică fiecărui tip de material filtrant, [$m^3/m^2$], similară cu b;

- K este o constantă caracteristică precipitatului, [ $m^2/s$], similară cu a.

unde: $$[V_f] = \left[\frac{m^3}{m^2}\right] = \left[\frac{volum\ de\ filtrat}{aria\ filtrului}\right];$$

- Liniarizarea acestora, adică aducerea sub o formă de ecuație de ordinul I, se face prin diferențiere și trecerea la diferențe finite mici:

$$y = m\cdot x + n,$$

care conduce la expresiile legat direct de ecuațiile filtrării la relațiile:

$$\frac{\Delta\tau}{\Delta V_f} = 2\cdot a\cdot V_f + b \qquad \text{respectiv:} \qquad \frac{\Delta\tau}{\Delta V_f} = \frac{2}{K}\cdot V_f + \frac{2\cdot C}{K}.$$

***) -** Constanta precipitatului:

$$K = \frac{1}{a} = \frac{2 \cdot \Delta p}{\eta \cdot c \cdot r};$$

- $\Delta p$ este căderea de presiune în filtru, [Pa];
- $\eta$ este viscozitatea filtratului, [Pa·s];
- r este rezistența specifică a precipitatului, calculată la 1 kg substanță uscată, [m/kg];
- c este cantitatea de solid uscat depus la trecerea prin filtru a 1 $m^3$ filtrat, [kg/$m^3$];

$$c = \frac{\rho \cdot x}{1 - m \cdot x};$$

- $\rho$ este densitatea filtratului, [kg/$m^3$];
- x este concentrația masică a solidului, [kg/kg];
- m este masa precipitatului umed raportată la 1 kg substanță uscată, [kg/kg];

$$K = \frac{1}{a} = \frac{2 \cdot \Delta p \cdot (1 - m \cdot x)}{\eta \cdot r \cdot \rho \cdot x};$$

**) - Constanta materialului filtrant, $r_{mf}$:

$$C = \frac{b}{2} = \frac{r_{mf}}{r \cdot c} = \frac{r_{mf} \cdot (1 - m \cdot x)}{r \cdot x \cdot \rho}.$$

***) - Cantitatea de substanță uscată, G, [kg]:

$$G = V \cdot c = V \cdot \frac{\rho_f \cdot x}{(1 - m \cdot x)};$$

****) - Concentrația x a fazei solide, [kg/kg], în suspensie se determină cu:

$$x = \frac{(\rho_{susp} - \rho_f)}{(\rho_s - \rho_f) \cdot \rho_{susp}};$$

*****) - Densitatea suspensiei, $\rho_{susp}$, [kg/$m^3$], sau a precipitatului umed:

$$\rho_{susp} = \frac{\rho_f \cdot (1 + n) \cdot \rho_s}{(\rho_f + \rho_s \cdot n)};$$

- n este masa fazei lichide din suspensie pe unitatea de masă solidă, s: l = 1/n, [kg/kg];
- $\rho_f$ este densitatea lichidului, [kg/$m^3$];
- $\rho_s$ este densitatea fazei solide, [kg/$m^3$].

**2.** - Bilanțul de materiale global pentru operația de filtrare este:

$$M_{susp} = M_{pp\ umed} + M_{filtrat};$$

în care: - $M_{susp}$ și $M_{pp\ umed}$, se calculează cu relația generală a densității, ținând seama de densitatea amestecurilor, **„v.A."**, $M = V \cdot \rho$,

- $M_{filtrat}$ este cantitatea, [kg], de lichid, - $V_{filtrat} = M_{filtrat} / \rho_{filtrat}$, $m^3$

**3.** - Tipul de filtru se alege după tipul de operație: discontinuu sau continuu, după modul de operare, după frecvența activității, gradul de automatizare etc.

Multitudinea de tipuri de filtre: Nutsche, Dorr-Oliver, cu camere, cu plăci și rame, cu bandă, carusel, cu saci etc., oferă modul în care se determină parametrii aparatului, în special suprafața filtrantă, [$m^2$].

De exemplu: Nutsche: $S_f = (\pi \cdot D^2)/4$; cu plăci și rame: $S_f = 2 \cdot n \cdot l_i \cdot l_i$;
Dorr-Oliver: $S_f = (\pi \cdot R^2 \cdot n^0)/360^0$; cu saci: $S_f = (\pi \cdot D^2) \cdot l/4$;
cu camere: $S_f = n \cdot (2 \cdot D^2)/4$; carusel: $S_f = [\pi \cdot (R^2_e - R^2_i) \cdot n^0/360^0$.
cu bandă, $S_f = L \cdot l$;

- Din catalogul filtrului, se determină și alți parametri ai aparatului: lungime, lățime, număr de camere sau rame și plăci, număr de rotații/minut, viteza de deplasare a benzii, lungimea spațiului filtrant și de spălare, mod de regenerare a mateialului filtrant, spațiu de manevră, greutate, putere instalată etc. și bilanțul de materiale se calculează $V_f$:

$$V_f = \frac{[m^3{}_{filtrat}]}{[m^2{}_{\sup rafata}]}.$$

**4.** - Timpul de filtrare se determină din ecuaţia generală, având valoarea constantelor de filtrare, determinate experimental, a, b, C, K și $V_f$.

**5.** - În cazul cunoaşterii sau impunerii timpului de filtrare, $\tau_f$, se determină suprafaţa activă a filtrului prin rezolvarea ecuațiilor de ordinul II a filtrării, cu necunoscuta $V_f$, reținându-se soluția pozitivă. Din valoarea $V_f$ astfel obținută, se determină [$m^2$ suprafață filtrantă], cunoscându-se volumul de filtrat, [$m^3$].

- Forma generală a ecuației de ordinul II este:

$$m \cdot x^2 + n \cdot x + p = 0;$$

unde. - m, n, p sunt parametri numerici ai ecuației de ordinul II. ..

- Soluțiile, (rădăcinile) ecuației sunt:

$$x_{1,2} = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4 \cdot m \cdot p}}{2 \cdot m}.$$

**6.** - În timpul filtrării, pe materialul filtrant se acumulează un strat continuu crescător de solid. Filtratul trebuie să treacă printre particulele solide depuse în stratul de precipitat continuu crescător de pe materialul filtrant. Din acest motiv, debitul de filtrat scade continuu în timp, debitul sau viteza de filtrare scade, până devine operația de filtrare neeconomică. Viteza de filtrare momentană, care este derivata de ordinul I a volumului specific de filtrat față de timp, se determină cu relațiile:

$$\frac{\Delta V_f}{\Delta \tau} = \frac{1}{2 \cdot a \cdot V_f + b}; \qquad \frac{\Delta V_f}{\Delta \tau} = \frac{K}{2 \cdot (V_f + C)}.$$

- Viteza de filtrare finală se determină prin derivarea ecuaţiei generale, în care se întroduce valoarea $V_{ff}$ în momentul încetării operației. Rezultă expresia:

- viteza de filtrare finală = $w_{ff} = \frac{dV_{ff}}{d\tau} = \frac{1}{2 \cdot a \cdot V_{ff} + b}$, sau:

- viteza de filtrare finală = $w_{ff} = \frac{dV_{ff}}{d\tau} = \frac{K}{\left[2 \cdot \left(V_{ff} + C\right)\right]}$.

**7. -** Calculul timpului de spălare a turtei, precipitatului. Spălarea precipitatului are drept scop îndepărtarea sărurilor solubile înglobate în filtratul reținut de particulele solide. Trebuie efectuate determinări experimentale pentru a găsi cantitatea de lichid de spălare necesar atingerii purității dorite a turtei și a celui mai eficient mod de spălare. Dacă nu există asemenea informații, se poate aprecia că volumul lichidului de spălare este 10 [%] din volumul de filtrat.

- Dacă lichidul de spălare are aceeași viscozitate cu a filtratului, viteza de filtrare finală este egală ce cea de spălare.

- Dacă lichidul de spălare are viscozitatea mai mare decât a filtratului, viteza de spălare va fi mai mică dcât cea de filtrare finală.

- Dacă lichidul de spălare are viscozitatea mai mică decât a filtratului, viteza de spălare va fi mai mare dcât cea de filtrare finală.

Spălarea precipitatului se poate efectua în două moduri distincte:

**a) -** redispersarea înseamnă colectarea precipitatului de pe filtru, amestecarea sa cu lichidul de spălare și reluarea separării prin filtrare. Considerând volumul de lichid de spălare 10 [%] din volumul de filtrat, timpul de spălare se determină cu relațiile de bază:

$a \cdot (0{,}1 \cdot V_f)^2 + b \cdot (0{,}1 \cdot V_f) = \tau_{spălare}$, sau: $(0{,}1 \cdot V_f)^2 + 2 \cdot C \cdot (0{,}1 \cdot V_f) = K \cdot \tau_{spălare}$,

**b) -** spălarea prin difuziune, în echicurent sau contracurent, adică lichidul de spălare fie urmează traseul parcurs de filtrat, fie traseul este în sens invers. Este clar că este mai simplu de a spăla precipitatul în echicurent.

- Considerând viteza de filtrare finală egală cu viteza de spălare, (constantă) și volumul de lichid de spălare 10 [%] din volumul de filtrat, se determină volumul specific de lichid de spălare: $V_{spălare} = 0{,}1 \cdot V_{filtrat}$ [m³];

$$\frac{V_{lichid\ de\ spalare}}{S_{filtrului}} = V_{f\ spalare} \quad [m^3/m^2];$$

- timpul de spălare se determină cu relaţia: $\tau_{spalare} = \frac{V_{spalare}}{w_{ff}}$, [s].

- Concentrația solutului în lichidul de spălare are următoarea evoluție în timpul τ [s] al spălării prin difuziune: $c = c_f \cdot e\exp\left(-\frac{\beta \cdot w_{ff} \cdot \tau}{\delta}\right)$.

- $c_f$ este concentraţia iniţială, s filtratului, [kg/m³];

- c este concentraţia la timpul τ de spălare; [kg/m³];

- $w_{ff}$ este intensitatea de spălare, [m³/m²·s];

- δ este grosimea stratului de precipitat, sau a razei particulei solidului dacă precipitatul este granular, [m].

**9.** Calculul timpului total de operare este suma timpului de filtrare, de spălare a precipitatului şi de manevrare a aparatului.

**10.** Volumul specific de gaz purificat în filtrele cu saci se admite:
0,2 ÷ 1 [m³/m²·min] pentru particule fine;
1 ÷ 2 [m³/m²·min] pentru particule grosiere.

## Calculul operației de fluidizare

### Observații asupra punctelor algoritmului

**1.** - Spectrul granulometric se determină experimental, prin cernere și prelucrarea datelor experimentale, **„v.A"**, curba de distribuție granulometrică, de unde se calculează diametrul echivalent, $d_{ech}$, [m], cu relația: $d_{ech} = \frac{1}{\sum x_i / d_i}$;

unde: - $x_i$ este fracția masică a sortului, [-];
- $d_i$ este diametrul mediu al ochiului sitei, [m].
- dacă granulele sunt monodisperse, (adică au același diametru), se ia diametrul granulei, $d_{ech}$, [m].
- Coeficientul de formă, Φ, al particulelor diferite de cea sferică se determină cu expresia:

$$\Phi = \sqrt{0,207 \cdot \frac{S_p}{V_p^{2/3}}};$$

- $S_p$ este suprafaţa particulei, [m²];
- $V_p$ este volumul particulei, [m³].
**-** Diametrul echivalent, $d_{ech}$, [m], se determină cu relaţia:

$$d_{ech} = \Phi \cdot d_{sf} = 1,24 \cdot \Phi \cdot \sqrt[3]{V};$$

- $d_{sf}$ este diametrul sferei cu acelaşi volum cu al particulei, [m];

**2.** - Viteza minimă de fluidizare se poate determina din diagrame specifice, **„v.A."**, sau cu relațiile:

$$w_{min} = 8,1 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{(\rho_s - \rho_f) \cdot d_s^2}{\eta_f}; \quad Re_{cr} = \frac{Ar}{1400 + 5,22 \cdot \sqrt{Ar}};$$

$$Re_{cr} = \frac{w_{min} \cdot d_s \cdot \rho_f}{\eta_f}, \qquad Ar = \frac{d_s^3 \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot \rho_f \cdot g}{\eta_f^2};$$

$$Li = \frac{w_{antr}^3 \cdot \rho_f^2}{\eta_f \cdot \Delta\rho \cdot g} = \frac{w_{antr}^3 \cdot \rho_f^2}{\eta_f \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot g},$$

**- Observație**: - În cazul fluidizării cu gaze se poate utiliza expresia: $Li = \frac{w_{antr.}^3 \cdot \rho_f^2}{\eta_f \cdot \rho_s \cdot g}$.

unde: - $d_s$ este diametrul granulei, [m],
- $\rho_f$, $\rho_s$ este densitatea fluidului, respctiv al soliduui, [kg/m³];
- $\eta_f$ este viscozitatea dinamică a fluidului, [Pa·s];
- g reprezintă accelerația gravitaţională, [m/s²].

**- Observaţie**: - La fluidizarea cu gaze se poate neglija densitatea gazului din diferenţa ($\rho_s - \rho_f$).

**3.** - Viteza de fluidizare de lucru se determină din indicele de fluidizare, **K** $_w$, indice determinat din date experimentale sau din practica industrială:

$$K_w = \frac{w\ de\ lucru}{w\ critica\ de\ fluidizare}, \quad [-].$$

4. - Porozitatea stratului fluidizat, [ε], poate fi calculată din diagramele de corelare a criteriilor Liascenko şi Arhimede, **„v.A."**, sau cu relaţia:

$$\varepsilon = \left( \frac{18 \cdot \mathrm{Re} + 0{,}36 \cdot \mathrm{Re}^2}{Ar} \right)^{0,21}.$$

**-** Un strat fix de granule are porozitatea, $\varepsilon_0$, sau fracţia de goluri, [m³/m³], sau [-]:

$$\varepsilon_0 = \frac{V - V_{gr}}{V};$$

- V şi $V_{gr}$ sunt volumele ocupate de material, respectiv granule, [m³];
- Dacă se poate neglija densitatea mediului faţă de a granulei:

$$\varepsilon_0 = 1 - \frac{\rho_{vrac}}{\rho_s};$$

- $\rho_s$ şi $\rho_{vrac}$ sunt densităţile granulei, respectiv a grămezii de particule, (densitatea în vrac), [kg/m³];
- **Observaţie**: - Pentru un strat larg de particule monodisperse, $\boldsymbol{\varepsilon_0}$ are valoarea 0,4.
- Pentru un strat fluidizat porozitatea, ε, se determină cu relaţia:

$$\varepsilon = \frac{V_{strfl} - V_{gr}}{V_{strfl}} = 1 - \frac{V_{gr}}{V_{strfl}};-$$

- Relaţia de legătură între înălţimile caracteristice:

$$h = \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon} \cdot h_0.$$

**-** Porozitatea stratului fluidizat la diferite viteze de fluidizare se determină cu relaţia:

$$\varepsilon = \left( \frac{18 \cdot \mathrm{Re} + 0{,}36 \cdot \mathrm{Re}^2}{Ar} \right)^{0,21};$$

sau din diagramele de corelare a criteriilor Liascenko şi Arhimede, **„v.A.":**

$$\mathrm{Re} = \frac{w_{fic} \cdot d_s \cdot \rho_f}{\eta_f}; \qquad Ar = \frac{d_s^3 \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot \rho_f \cdot g}{\eta_f^2};$$

$$Li = \frac{w_{antr}^3 \cdot \rho_f^2}{\eta_f \cdot \Delta\rho \cdot g} = \frac{w_{antr}^3 \cdot \rho_f^2}{\eta_f \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot g}.$$

- **Observaţie**: - Pentru criteriul Reynolds, Re, se utilizează viteza fictivă a fluidului, $w_{fic}$, care se calculează prin raportarea debitului volumic al fluidului, $Q_V$, [m³/s] la secţiunea considerată „goală" a aparatului, (coloanei), S, [m²]: $w_{fic} = \frac{Q_v}{S}$.

- Porozitatea stratului fluidizat la diferite viteze fictive a fluidului se poate determina din diagrame specifice, **„v.A."**, sau calcula cu relația: $\varepsilon_{w\,fic} = 1 - \frac{h_0}{h} \cdot (1 - \varepsilon_0)$;

- $\varepsilon_0$ este porozitatea inițială a stratului fix. Pentru particule polidisperse, $\varepsilon_0 = 0{,}38$.

- Densitatea stratului fluidizat la diferite viteze a fluidului se calculează cu relația: [kg/m³]: $\rho_{sf} = M_{sf}/V_{sf} = (\rho_{gr} \cdot h_0)/h_{sf}$;

**-** Viteza reală a fluidului între granulele stratului fluidizat este: $w = \frac{w_{fic}}{\varepsilon_{w\,fic}}$.

**5. -** Viteza de antrenare, $w_{antr}$ [m/s], este aceea care elimină din aparat particulele solide şi se determină din diagramele Li = f(Ar), ca mai jos, **„v.A."**, sau cu relația:

$$Re_{antr} = \frac{Ar}{18 + 0{,}61\sqrt{Ar}}, \qquad Re_{anrtr} = \frac{w_{antr} \cdot d_s \cdot \rho_f}{\eta_f};$$

- În diagrama Li - Ar, **„v.A."**, această viteză corespunde situației **ε = 1**, preluată pentru criteriul Liascenko calculat cu viteza de fluidizare de lucru: $Li = Re^3 / Ar$,

$$Li_{antr} = \frac{w_{antr}^3 \cdot \rho_f^2}{\eta_f \cdot \Delta\rho \cdot g} = \frac{w_{antr}^3 \cdot \rho_f^2}{\eta_f \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot g}, \quad \text{sau pentru gaze:} \quad Li_{antr} = \frac{w_{antr.}^3 \cdot \rho_f^2}{\eta_f \cdot \rho_s \cdot g},$$

**6.** - Diametrul particulelor antrenate din strat, $d_{s\,antr}$, [m], se determină din criteriul Arhimede, preluat din diagrama Li = f(Ar), **„v.A."**, pentru criteriul Liascenko determinat ca mai sus:

$$Ar_{s\,antr} = \frac{d_{s\,antr}^3 \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot \rho_f \cdot g}{\eta_f^2}, \qquad d_{s\,antr} = \sqrt[3]{\frac{\eta_f^2 \cdot Ar}{(\rho_s - \rho_f) \cdot \rho_f \cdot g}}.$$

**7.** - Debitul de fluid se determină din relația generală a debitului:

$$Q_V = w_{de\,lucru} \cdot S_{aparat}.$$

**8.** - Pierderea totală de presiune în stratul fluidizat, ($\Delta P_{st}$), este aproximativ egală cu presiunea hidrostatică a stratului fluidizat, practic, pierderea de presiune echilibrează greutatea stratului: $\Delta P_{st} = (1 - \varepsilon_w) \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot h_w \cdot g$,

$$\Delta p_{sf} = (\rho_s - \rho_f) \cdot g \cdot (1 - \varepsilon) \cdot H_{sf} = (\rho_s - \rho_f) \cdot g \cdot (1 - \varepsilon_0) \cdot H_0;$$

$$\varepsilon_0 = \frac{V_0 - V_s}{V_0} = \frac{V_0 - \frac{M}{\rho_s}}{V_0} = 1 - \frac{\rho_{gr}}{\rho_s}, \qquad H = \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon} \cdot H_0.$$

- Dacă nu se pierde solid din stratul fluidizat, pierderea de presiune, $\Delta p_{sf}$, [Pa], este:

$$\Delta p_{sf} = \frac{G_{sf}}{A};$$

- $G_{sf} = M \cdot g$ este greutatea materialului, [kg·m/s²];

- A este secțiunea stratului, [m²].

- Pierderea de presiune în stratul fluidizat, $\Delta p_{sf}$, [Pa], se determină cu relaţia:

$$\Delta p_{sf} = (\varrho_s - \varrho_f)\cdot g\cdot(1 - \varepsilon)\cdot h = (\varrho_s - \varrho_f)\cdot g\cdot(1 - \varepsilon_0)\cdot h_0 ;$$

- $h_0$ şi h sunt înălţimile stratului fix respectiv a stratului fluidizat, [m];

- g este acceleraţia gravitaţională, 9,81 [m/s²].

- **Observaţie**: - Dacă agentul de fluidizare este un gaz, densitatea sa se poate neglija:

$$\Delta p_{sf} = \varrho_s\cdot g\cdot(1 - \varepsilon)\cdot h = \varrho_s\cdot g\cdot(1 - \varepsilon_0)\cdot h_0.$$

**-** Pierderea de presiune în sita de distribuţie a fluidului se calculează cu relaţia:

$$\Delta p_s = \frac{0{,}503\cdot w_0^2\cdot \rho_f\cdot\left(1-\varphi^2\right)}{C^2};$$

- φ este fracţia liberă din secţiunea sitei, de obicei 0,01 ÷ 0,05;

- $w_0 = w_f/\varphi$ este viteza gazului în orificiul sitei, [m/s];

- $w_f$ este viteza fictivă a fluidului în aparat, [m/s];

- $d_0$ este diametrul găurii sitei, [m];

- δ este grosimea sitei, [m];

- C este coeficientul de rezistenţă al sitei, [-], prelevat din tabelul de mai jos, **„v.A."**:

| $d_0/\delta$ | 0,5 | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| C | 0,85 | 0,82 | 0,78 | 0,74 | 0,70 | 0,69 | 0,68 | 0,66 | 0,64 | 0,62 | 0,60 |

**9. -** Durata medie de staţionare, $\tau_0$, [s], a unei particule într-un strat fluidizat monodispers este:

$$\tau_0 = \frac{M}{Q_M};$$

- M este masa de material care se află în strat, [kg];

- $Q_M$ este debitul masic de alimentare al stratului, [kg/s].

- Durata de staţionare a unei particule în stratul fluidizat diferă mult de durata medie de staţionare. Fracţia x de particule care au durata de staţionare în strat egală sau mai mare decât un timp dat, τ, [s], este dată de relaţia:

$$x = e^{-\tau/\tau_0}.$$

- Pentru n straturi fluidizate în serie, fracţia $x_n$ de particule care au durata de staţionare egală sau mai mare decât τ este:

$$x_n = \left[1 + \frac{\tau}{\tau_0} + \frac{1}{2!}\cdot\left(\frac{\tau}{\tau_0}\right)^2 + \cdots\cdots + \frac{1}{(n-1)!}\cdot\left(\frac{\tau}{\tau_0}\right)^{n-1}\right]\cdot e^{-\tau/\tau_0}.$$

## Calculul schimbătoarelor de căldură (pentru Fac. Biologie, secţia ing. bio.)

## Observaţii asupra punctelor algoritmului (pentru Fac. Biologie, secţia ing. bio.)

**1.** - Se identifică materialul care se încălzește sau răcește și starea sa de agregare: solid, lichid sau gaz. Se culeg cât mai multe date despre proprietățile fizico-chimice a materialului: masă moleculară, densitate, viscozitate, tensiune superficială, căldură specifică, temperatură de tranziție de fază, căldură latentă, temperatură de descompunere etc.

- Pe baza datelor iniţiale oferite de enunțul proiectului, se determină valorile necunoscute pe baza bilanţului de materiale şi termic:

- pentru sisteme deschise: $M_i = M_e + M_p$, sau: $Q_{Mi} = Q_{Me} + Q_{Mp} + Q_p$;
- pentru sisteme închise: $M_i = M_e$, sau : $Q_i = Q_e + Q_p$;
- Se scrie relația generală de transport și transfer termic:

$$Q_{cedat} = Q_{transferat} = Q_{primit} + Q_{pierderi};$$

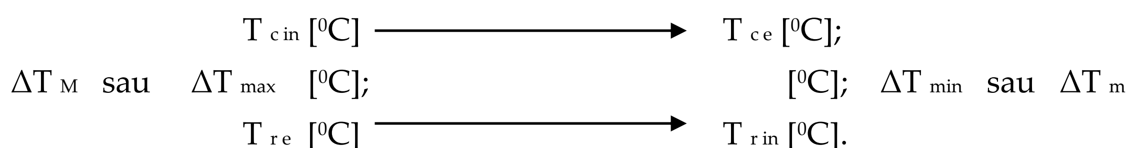
sau:

$$Q_{cedat} = K \cdot A \cdot \Delta T_{med} = Q_{primit} + Q_{pierderi}.$$

- $Q_{cedat}$ şi $Q_{primit}$ pot reprezenta căldură sensibilă: $(Q = m \cdot c_p \cdot \Delta T_c)$,
sau latentă: $(Q = m \cdot r)$.

**2.** - Se calculează forța motrice maximă din sistem și anume pentru curgerea paralelă a curenților de materialelor în contracurent, adică: $\Delta T_{med\,cc}$;

- Schema de curgere în contracurent a curenților poate fi reprezentată astfel:




iar formula de calcul este:

$$\Delta T_{med} = \frac{\Delta T_{Max} - \Delta T_{min}}{\ln \frac{\Delta T_{Max}}{\Delta T_{min}}}.$$

**3.** - Determinarea schemei generale de curgere a aparatului depinde de tipul de operație, de material, de temperatura de lucru, particularitățile procesului etc. Pentru aceasta e necesar un studiu din monografiile de specialitate.

**4.** - Calculul factorilor de corecţie depind de modul de curgere a materialelor, temperaturile fluidelor și mai ales de geometria aparatului. Unele valori ale acestor coeficienți și comparațiile între ei pot fi găsite în Anexă, **„v.A.”,** sau în Caietul de Seminar, **„v.CS”**.

**5.** - Calculul $\Delta T_{med}$ pentru curenţii încrucişaţi, generaţi de schema aparatului se face pe baza schemei generale de curgere a fluidelor. În principal: $\Delta T_{med\ incr} = f \cdot \Delta T_{med}$, unde: - f este un factor de corecție subunitar. Valori ale acestor coeficienți de corecție f, modul de calcul și comparațiile între ei pot fi găsite în Anexă, **„v.A.”,** sau în Caietul de Seminar, **„v.CS”**.

**6.** - Definitivarea geometriei aparatului şi a materialelor utilizate este de obicei apanajul inginerului chimist și mecanic. Se urmărește optimizarea pierderilor de presiune și limitarea zonelor cu o curgere leneșă.

**7.** - Calculul coeficienţilor parţiali de transport termic se face conform procedurilor îngineriei chimice și mecanice. Unele aspecte sunt prezentate în Anexă, **„v.A.”** sau **„v.CS”**.

**8.** - Calculul rezistenţei pereților despărțitori ai fluidelor se face cu relația:

$$r_p = \frac{\delta_p}{\lambda_p};$$

unde: - $\delta_p$ este grosimea peretelui, [m];

- $\lambda_p$ este conductivitatea termică a peretelui, [W/m·$^0$K].

**9.** - Estimarea rezistenţei depunerilor pe pereţi se face după tipul materialelor procesate, valori ale acestor depuneri sunt prezentate în Anexă, **„v.A.”**.

**10.** - Calculul coeficientului total de transfer termic se face după relațiile de calcul consacrate sau din diagrama prezentată în Anexă, **„v.A.”**.

**11.** - Suprafaţa de transfer termic, (aria schimbătorului), A, [m$^2$], rezultă din relația de bază:

$$Q_{cedat} = K \cdot A \cdot \Delta T_{med} = Q_{primit} + Q_{pierderi},$$

$$A = Q/(K \cdot \Delta T_{med}).$$

**12.** Standardizarea dimensiunilor principale se execută doar pentru aparatura nou proiectată și care urmează a fi produsă „în serie”.

**13.** Calculul hidrodinamic al pierderilor de presiune se face dacă aparatul nu este standardizat, cele prezentate în cataloage au notate această mărime, $\Delta p_T$, [Pa].;

**14.** Calculul de rezistenţă mecanică se face dacă aparatul nu este standardizat.

## Calculul izolaţiilor termice

### Observaţii asupra punctelor algoritmului

**1.** - Identificarea problemei generale a izolației: pentru pierderi de căldură impuse, grosime minimă pentru izolaţie, preț convenabil, asigurarea unei temperaturi date la exteriorul aparatului, evitarea condensării apei pe izolaţiile frigorifice, evitarea congelării lichidului într-un timp dat etc.

**2**. - Determinarea parametrilor constanţi şi fixaţi de procesul tehnologic: diametre, lungimi, arii, temperaturi interioare și exterioare, coeficienți parțiali sau totali de transfer etc.

**3.** - Materialul izolant se poate alege utilizând calculele preliminare de la punctele **1.** și **2. „v.A."**. Se poate efectua un calcul de optimizare al alegerii materialului de izolație reprezentat tehnic de conductivitatea sa termică, $\lambda$, [W/m·⁰K], Pentru 1 [m] de conductă ce este operată în regim staționar, diametrul critic, minim exterior, al izolației, se poate determina cu relația:

$$d_{e\,cr} = \frac{2 \cdot \lambda_{iz}}{\alpha_e}.$$

**4.** - Coeficienţii parţiali de transport termic se calculează cu relațiile specifice de calcul, din date experimentale sau practice și din estimări, **„v.A."**.

**5.** - Grosimea izolaţiei principale se calculează în funcție de informațiile de la punctul **1.** al algoritmului.

**6.** - Alegerea materialului de protecție al izolației principale ca tip de material, preț, manoperă la montaj, durată de funcționare și rezistență la intemperii ține tot de un calcul de optimizare.

**7.** - Datorită normativelor de securitate a muncii și ale standardelor impuse de protecția împotriva incendiilor, materialele de izolație folosite trebuie sa fie standardizate.

**8.** - Se impun precizarea detaliilor tehnologice de fixare şi montaj a materialului de izolaţie, de modalitate de protecție, în acord cu prevederile luate în vedere în timpul calculului termic.

## Calculul operaţiei de vaporizarizare (pentru Fac. Biologie, secţia ing. bio.)

## Observaţii asupra punctelor algoritmului (pentru Fac. Biologie, secţia ing. bio.)

**1.** - Algoritmul se aplică soluţiilor dintre un solut nevolatil şi un solvent, de obicei apa. Apa are cea mai mare căldură specifică, [J/kg$^0$K] și latentă, [J/kg] dintre toate lichidele.

**- Observaţie:** - algoritmul prezentat este pentru UN SINGUR VAPORIZATOR, al cărui schemă de funcţionare este prezentată în Anexă, **„v.A."**.

- instalaţiile de vaporizare industriale sunt dedicate unui singur tip de soluție sau produs. Aceste instalaţii sunt construite cu efect multiplu, pentru eficientizarea utilizării energiei termice.

**2. -** Din specificul procesului tehnologic se cunosc o serie numeroasă de parametri funcţionali ai instalației și ai materialelor și anume:

- presiunea în camera de vapori, [ata];
- înălţimea stratului de lichid care fierbe, [m];
- temperatura soluţiilor la intrare, $T_{intr}$ şi ieşire, $T_{eșir}$, [$^0C$];
- concentraţiile soluţiilor atât la intrare cât şi la ieşire, [kg/kg];
- densitățile, [kg/$m^3$];
- viscozitățile, [Pa·s];
- căldurile specifice, [J/kg$^0$K];
- tensiunile superficiale, [N/m];
- conductivitățile termice, [W/m$^0$K];
- debitele soluţiilor, [kg/h];
- proprietățile agentului termic de încălzire, (abur, [$^0C$] sau apă caldă [$^0C$]) şi răcire, (apă de turn), [$^0C$];
- $h_v$, este entalpia specifică a vaporilor, [J/kg];
- $h_l$, este entalpia specifică a lichidului, [J/kg].

**3.** - Cantitatea de solut rămâne aceeași pe toată durata operației, deci:

- Bilanţul total: $M_d = M_c + W$,

- Bilanţul parţial pentru solut: $M_d \cdot c_d = M_c \cdot c_c$;

unde: - $M_d$, este debitul sau masa de soluţie diluată, [kg], [kg/s];

- $M_c$, este debitul sau masa de soluţie concentrată, [kg], [kg/s];

- $M_{ab\,pr}$, este debitul sau masa de abur de încălzire, (de apă de încălzire), [kg], [kg/s];

- W, este debitul sau masa de vapori de solvent eliminată din soluţia diluată pentru a se concentra de la $c_d$ la $c_c$, [kg], [kg/s];

- $c_d$ este concentrația soluției diluate, [kg/kg], [%], [kg/$m^3$];

- $c_c$ este este concentrația soluției concentrate, [kg/kg], [%], [kg/$m^3$]

- Cantitatea de solvent eliminată: $W = M_d \cdot [1 - (c_d/c_c)]$;

- Concentraţia finală a soluției: $c_c = (M_d \cdot c_d)/(M_d - M_c)$.

**4. -** Bilanţul termic în forma cea mai generală este:

$$Q_{intrată} = Q_{transferată} = Q_{ieșită} + Q_{pierderi},$$

sau detaliind pentru fiecare flux de materiale intrate, transferate și ieșite din aparat, precum și a celei pierdute, vezi Anexa, **„v.A."**, se obține:

- a) $Q_{intrată} = Q_{ag\ termic} + Q_{sol\ dil}$ ;

$Q_{ag\ termic} = M_{ab\ pr} \cdot h_{v\ ab\ pr}$ ; $Q_{sol\ dil} = M_d \cdot c_{p\ dil} \cdot T_{intr}$ ;

- b) $Q_{transferată} = K \cdot A_{înc} \cdot \Delta T_{med}$

- c) $Q_{\text{ieșită}} = Q_{\text{condens}} + Q_{\text{sol conc}} + Q_{\text{vap sec}}$ ;

$Q_{\text{condens}} = M_{\text{ab pr}} \cdot h_{\text{l ab pr}}$; $Q_{\text{sol conc}} = M_c \cdot c_{\text{p conc}} \cdot T_{\text{eșir}}$ ; $Q_{\text{vap sec}} = W \cdot h_{\text{v w}}$ ;

- d) $Q_{\text{pierderi}} = \alpha \cdot A_{\text{ext}} \cdot \Delta T_{\text{ext}}$ ;

- din aceste relații se poate calcula:

- fie debitul agentului termic de încălzire, (abur), $M_{\text{ab pr}}$, [kg/h]:

$$M_{ab\ pr} = D_d \cdot c_{p\ d} \cdot \frac{T_{esit} - T_{intr}}{h_{v\ ab\ pr} - h_{l\ ab\ pr}} + W \cdot \frac{h_{v\ w} - c_{p\ a} \cdot T_{esit}}{h_{v\ ab\ pr} - h_{l\ ab\ pr}},$$

- fie debitul aburul secundar, W, [kg/h]:

$$W = M_{ab\ pr} \cdot \frac{h_{v\ ab\ pr} - h_{l\ ab\ pr}}{h_{v\ w} - c_{p\ a} \cdot T_{esit}} + M_d \cdot c_{p\ d} \cdot \frac{T_{intr} - T_{esit}}{h_{v\ w} - c_{p\ a} \cdot T_{esit}}$$

**5.** - Temperatura de fierbere a soluțiilor la care solutul este nevolatil se determină cu relația: $T_{\text{fierbere}} = T_0 + \Delta T_{\text{r h}} + \Delta T_{\text{e h}} + \Delta T_{\text{dep}}$,

unde: - $T_0$ este temperatura de fierbere a solventului pur, [$^0$K];

- $\Delta T_{\text{r h}}$ este creşterea temperaturii de fierbere datorate rezistenţelor hidraulice, [$^0$K];
- $\Delta T_{\text{e h}}$ este creşterea temperaturii de fierbere datorată efectului hidrostatic, [$^0$K];
- $\Delta T_{\text{dep}}$ este creşterea temperaturii de fierbere datorată concentrării solutului, [$^0$K];

**6.** - Forța motrice la vaporizare este diferența dintre temperatura agentului de încălzire, ($T_{\text{abur}}$, T = const.) și temperatura de fierbere a soluției învaporizator, ($T_{\text{fierbere}}$ = const):

$$\Delta T_{\text{util}} = T_{\text{ab inc}} - T_{\text{fierb sol}} .$$

**7.** - Relația lui Babo permite calculul temperaturii de fierbere a unei soluții în alte condiții de presiune cât una de referință, de obicei presiunea atmosferică:

$$\left(\frac{p}{p_0}\right)_T = const.,$$

unde: - p este presiunea de vapori a soluţiei, [ata];

- $p_0$ este presiunea de vapori a solventului pur care fierbe la aceeaşi temperatură, [ata].

**8.** **-** Necesarul de apă de răcire a vaporilor secundari generați de soluția diluată și amestecați cu apa de răcire în condensatorul barometric, se determină din relația de bilanț termic la amestecarea directă a materialelor în condensatorul barometric:

$$Q_{\text{intrată}} = Q_{\text{ieșită}} ;$$

$$W \cdot r_w + W \cdot c_{\text{p apă}} \cdot (T_{\text{v w}} - T_{\text{apă r final}}) = M_{\text{apă răcire}} \cdot c_{\text{p apă}} \cdot (T_{\text{apă răcire intrare}} - T_{\text{apă r final}});$$

**9.** - Calculul suprafeței de încălzire a camerei de fierbere:

$$Q_{\text{intrată}} = Q_{\text{transferată}}$$

$$Q_{\text{intrată}} = Q_{\text{ag termic}} + Q_{\text{sol dil}} ;$$

$$Q_{\text{ag termic}} = M_{\text{ab pr}} \cdot h_{\text{v ab pr}} ; \qquad Q_{\text{sol dil}} = M_d \cdot c_{\text{p dil}} \cdot T_{\text{intr}} ;$$

$$Q_{\text{transferată}} = K \cdot A_{\text{înc}} \cdot \Delta T_{\text{util}} ;$$

**10.** - Pierderile de căldură cu exteriorul se efectuează cu relația consacrată:

$$Q_{pierderi} = \alpha_{ext} \cdot A_{ext} \cdot \Delta T_{ext.}$$

vezi și Anexa, **„v.A."** și Algoritmul de calcul al izolațiilor.

**Calculul oeprației de extracție (pentru Fac. Biologie, secţia ing. bio.)**

**Observaţii asupra punctelor algoritmului (pentru Fac. Biologie, secţia ing. bio.)**

**1.** Operația de extracție a compușilor din diverse materiale depinde de tipul matricei:

**a)** - extracția solid - lichid;

**b)** - extracția lichid - lichid.

- Pentru ambele situații, o etapă fundamentală a extracției este trasarea curbei de echilibru a solutului între solvent și matrice. Curba de echilibru se determină în mod specific pentru cele două situații.

**a)** - Extracția solid - lichid este specifică recuperării materialelor biologic active din resurse naturale utilizând diverse proceduri: leaching, wsshing, elution, percolare, (lixiviere), macerare, infuzare, decocție, diacolare, evacolare etc. Drept caracteristică pentru acest tip de extracție, curba de echilibru este prima diagonală în reprezentare carteziană.

**b)** - Extracția lichid - lichid este specifică extracției și purificări compușilor biologic activi sau metaboliților din mediile de cultură sau din concentratele acestora.

**b. 1.)** - Pentru solvenții practic insolubili în materia primă, curba de echilibru este redată de relația Nernst-Silov: $k_N = \dfrac{conc\ solut\ in\ solvent}{conc\ solut\ in\ mat.\ prima}$,

**b. 2.)** - Pentru solvenții parțial solubili în materia primă lichidă, curba de echilibru este determinată numai experimental, rezultând diagrama de echilibru reprezentată în triunghiul lui Gibbs.

- **Observație**: aici se va discuta numai despre extracția solid - lichid.

**2.** - Pentru extracția solid-lichid operaţiile din lanţul tehnologic sunt următoarele:

**α.)** - pregătirea m.p., (mărunțirea solidului, sortarea sa pe sorturi sau monosort);

**β.)** - contactarea cu solventul, (lichidul), sub agitare lentă un timp determinat anterior;

**γ.)** - separarea solid - lichid, prin decantare, filtrare sau centrifugare;

**δ.)** - repetarea contactării până la o concentrație a m.p. devenită neeconomică;

**ε.)** - eliminarea deșeului solid și prelucrarea extractului.

**3.** - Bilanţurile de materiale pot indica modul de calcul al operației: matematic sau grafic.

Dacă intervine și componenta termică, de exemplu pentru infuzare sau decocție, trebuie efectuat calculul termic, bilanț termic, timpi de încălzire, menținere, răcire etc. în mod similar cu procesul de sterilizare, încălzire, menținere și răcire, vezi algoritmii respectivi.

- Pentru contactarea simplă solid - lichid, relația de calcul este:

$$m.p.\cdot(x_i - x_f) = s\cdot(y_i - y_f);$$

$$\frac{m.p.}{s_e} = \frac{y_i - y_f}{x_i - x_f} = tg\alpha \ .$$

În relație: - m.p. este cantitatea de materie primă, [kg];
- s este cantitatea de solvent, [kg];
- $x_i$ și $x_f$ este concentrația solutului în materia primă în momentul inițial și final al operației, [kg/kg];
- $y_i$ și $y_f$ este concentrația solutului în extract la începutul și sfârșitul operației, [kg/kg];
- tg $\alpha$ este unghiul față de abscisă a dreptei de operare, [-].

- **Observații:** - $y_i < y_f$, adică valoarea concentrației solutului în extract la începutul operației este mai mică decâty la sfârșitul ei;

- $y_i = 0$ arată că solventul este pur;

- $y_i \neq 0$ arată că solventul este recirculat, adică mai conține solut;

- dacă timpul de contact este suficient de lung, și se atinge echilibrul fizic, se poate determina $x_{ech}$ și $y_{ech}$ la intersecția primei diagonale, (dreapta de echilibru), cu dreapta de operare, (linia ce unește $x_i$ sub unghiul $\alpha$ și prima diagonală;

- cum $y_i < y_f$, tg $\alpha$ este negativ, adică dreapta de operare e înclinată spre stânga.

- dacă materia primă este „uscată", conservată, bilanțul de materiale se exprimă astfel:

- inițial: $m.p._{usc\ in} + s_{in} = M_T;$

- după extracție: $m.p._{umed\ fin} + (s_{in} - s_{ads}) = M_T;$

$$m.p._{usc\ in} + s_{in} = m.p._{umed\ fin} + (s_{in} - s_{ads});$$

$$m.p._{usc\ in} + s_{ads} = m.p._{umed\ fin};$$

- deci prin măsurare directă a cantităților de $m.p._{uscată}$, $m.p._{umedă}$ și a solventului, ceea ce se procedează uzual, așa încât se determină cantitatea de solvent reținută de m.p.:

- dacă m.p. este „proaspătă", cantitățile de lichid sunt aproximativ aceleași la intrare și ieșire;

- stoarcerea materialului solid umed, fie prin presare, filtrare sau centrifugare, conduce la aceeași umiditate a solidului între treptele succesive de extracție;

- Pentru extracția repetată, se repetă procedura de extracție cu m.p. ieșită din preapta anterioară. Bilanțul de materiale se poate scrie:

- treapta I: m.p.·($x_{iI} - x_{fI}$) = $s_I$·($y_{iI} - y_{fI}$);
- treapta II: m.p.·($x_{fI} - x_{fII}$) = $s_{II}$·($y_{iII} - y_{fII}$);
- treapta III: m.p.·($x_{fII} - x_{fIII}$) = $s_{III}$·($y_{iIII} - y_{fIII}$); etc.,

unde: - $s_I$, $s_{II}$, $s_{III}$ etc., sunt cantitățile de solvent aduse în contact cu materia primă, [kg], deci pantele dreptelor de operare pot fi paralele, dacă solventul este în aceleași cantități, sau diferite;

- $y_I$, $y_{II}$, $y_{III}$ etc., sunt concentrațiile solventului de contact. Este clar că în practică, pentru primele trepte e preferat solventul cu urme de solut din cauza costurilor mai mici și abea în ultima treaptă, cea de „spălare" se folosește solvent pur, „curat".

- extractele din toate treptele se colectează împreună și se trimit la recuperarea solutului și a solventului.

**4.** - Determinarea cantităţii minime, optime şi de lucru, mai ales la extracția repetată, se face prin tr-un calcul de optimizare a operației.

**5.** - Numărului de trepte de contact, de repetări a extracției, se face în două moduri:

- fie grafic, trasând o verticală pe abscisă din punctul de echilibru, (finalul treptei), care este și concentrația m.p. inițială în treapta următoare și repetând procedura până când se depășește concentrația finală acceptabilă pentru procesul thenologic respectiv. Numărul de drepte de operare este și numărul de trepte de contact.

- matematic, prin calcul, reluând calculul pentru extracția repetată până când se depășește concentrația finală acceptabilă pentru procesul tehnologic respectiv.

**6.** - Timpului de epuizare a unei particule solide înconjurată de suficient solvent se poate determina cu relația, **„v.A."**: $\lg \frac{x}{x_i} = \lg a - 0{,}434 \cdot b \cdot \frac{D_{1,2} \cdot \tau}{l^2}$,

unde: - x este concentrația medie a extractului;

- $x_i$ este concentrația inițială în m.p.;
- $D_{1,2}$ este coeficientul de difuziune a solutului, [m²/s];
- a = (8/π); b = π²; pentru placă;
- a = (6/π²); b = π²; pentru sferă;
- a = 0,694; b = 5,76; pentru cilindrii prin aria laterală.

**7.** - Retenția, reținerea statică de lichid sau saturația reziduală, $\varepsilon_r$, înseamnă cantitatea de lichid reținută de particulele solide după înecarea completă cu lichid a stratului de particule solide, când $\varepsilon_r = 1$ și apoi scurgerea liberă a lichidului din strat.

- Pe înălțimea H a stratului granular, [m], saturația este mai mare în partea de jos, atingând saturația reziduală limită, $\varepsilon_{r0}$. Înălțimea de drenaj, $h_d$, [m], este porțiunea din partea de jos al stratului unde retenția ststică se modifică brusc, **„v.A."**:

$$\varepsilon_m = \frac{(H - h_d)}{H} \cdot \varepsilon_{r0} + \frac{h_d}{H}, \qquad K = \frac{1}{150} \cdot \frac{d_p^2 \cdot \varepsilon^3 \cdot g}{(1-\varepsilon)^2}, \; h_d = \frac{\left(\frac{0,275}{g}\right)}{\left(\frac{K}{g}\right)^{0,5} \cdot \left(\frac{\rho_l}{\sigma}\right)},$$

$$\varepsilon_{r0} = 0,075 \quad \text{pentru} \quad \frac{K \cdot \rho_l}{\sigma} \le 0,02; \qquad \varepsilon_{r0} = \frac{0,0018}{\frac{K \cdot \rho_l}{\sigma}} \quad \text{pentru} \quad \frac{K \cdot \rho_l}{\sigma} \le 0,02,$$

- g - este accelerația gravitațională, 9,81 [m/s²];

**-** $\sigma$ - este tensiunea superficială a lichidului, [N/m]. p. 144 img med.

- Se remarcă faptul că o particulă fină are un timp de epuizare scurt, dar stratul reține o cantitate mare de lichid.

**Calculul pentru adsorbere şi dispozitive schimbătoare de ioni**
**(pentru Fac. Biologie, secţia ing. bio.)**

**Observaţii asupra punctelor algoritmului (pentru Fac. Biologie, secţia ing. bio.)**

1. - Pentru capacitățile mici de producție și tip discontinuu de generare a materiei prime, operarea discontinuă este considerată varianta cea mai bună. De asemenea se pretează foarte bine proceselor biotehnologice sau procesării materialelor de origine vegetală și animală. Acest tip de proces este discutat în continuare.

- Pentru capacitățile mari de producție din industriile extractive, siderurgice, coxo-chimice, chimice sau de procesare a chimicalelor, unde investițiile inițiale și cele de operare sunt mari și necesită automatizare înaltă, procedurile continue sau semicontinue oferă mai multe avantaje.

**2.** - Adsorbantul sau schimbătorul de ioni, **S.I.**, trebuie să aibă afinitate ridicată fie numai pentru materialele nedorite, în vederea eliminării lor, fie pentru materialul util, pentru ca acesta să fie recuperat cu randament cât mai mare.

- Suprafață specifică, $s_{sp}$, [m²/kg] mare și capacitatea ridicată de adsorbție, $c_a$, [kg/kg] sau cea de schimb ionic, $c_{SI}$, [mval/g] sunt benefice separării.

**3.** - Mărimile caracteristice definite mai sus se determină doar experimental sau din date de literatură prelucrate prin calcul. Tot experimental se găsește viteza optimă de filtrație sau timpul de contact necesar.

**4.** - Pentru operarea discontinuă, când se tratează cantitatea $M_f$ de fluid, [kg], ce conţine un component nedorit ce trebuie eliminat între concentraţiile impuse $y_i$ şi $y_f$, [kg/kg], bilanţul de materiale se poate scrie:

$$M_f \cdot (y_i - y_f) = M_s \cdot (x_f - x_i).$$

- Din ecuație se poate determina cantitatea minimă de solid $M_s$, [kg], cu capacitatea de adsorbție dată, **„v.A."**, ce trebuie adăugată, de obicei cu un mic exces, de 5 ÷ 10 [%], pentru a aduce masa de fluid $M_f$ de la concentrația inițială la cea finală în adsorbat.

- Efectul termic al adsorbției și schimbului ionic este în general neglijabil, așa încât de obicei nu se ia în considerare.

- Un efect termic ridicat îl generează vaporii de substanțe organice reținute pe cărbune activ, **„v.A."**. În acest caz, stratul de granule de cărbune trebuie răcit pentru a menține capacitatea de adsorbție a cărbunelui, iar după terminarea operației, prin încălzire, vaporii de compus organic se degajă și pot fi recuperați.

**5.** - Timpul de proces sau de contactare se poate determina din calculul de transfer de masă pentru regimul nestaţionar, (discontinuu), de adsorbţie sau de schimb ionic: $M_{ads} = K_{ads} \cdot S_{sp} \cdot \Delta c_{med}{}^{1} \cdot \tau$.

**Calculul operaţiei de cristalizare**

**Observaţii asupra punctelor algoritmului (pentru Fac. Biologie, secţia ing. bio.)**

**1.** - Din punct de vedere operaţional sunt aplicabile toate cele trei proceduri de lucru: discontinuă, semicontinuă sau continuă. Fiecare mod de operare prezintă caracteristici specifice de calcul.

**2.** - Modalitatea de cristalizare depinde de caracteristicile fizico-chimice a substanței:

- a) **izohidrică**, suprasaturarea se obţine prin răcirea soluţiei, cantitatea de cristale fiind diferenţa dintre concentraţia de la temperatura mai mare faţă de temperatura finală;

- b) **izotermă**, suprasaturarea se obţine prin evaporarea unei părţi a solventului, cantitatea de cristale fiind diferenţa dintre concentraţia iniţială şi finală;

- c) **prin congelare**, suprasaturarea se obţine prin îngheţarea unei părţi a solventului, cantitatea de cristale fiind diferenţa dintre concentraţia iniţială şi finală, calculată prin intermediul cantităţii de solvent congelat eliminată;

- d) **prin reacţii chimice**, cristalele apar prin reacţii de precipitare a solutului cu un reactiv chimic judicious ales. Faţă de cantitatea stoichiometrică necesară, de obicei se ia un exces de 1 ÷ 3 [%].

**Observaţii:**

- trebuie cunoscută **curba de solubilitate,** concentraţiea solutului, [%] = f(temperatură), [$^0$C].
- trebuie cunoscută forma de cristalizare: anhidră, $M_M$ sau cristalohidrat, $M_M \cdot nH_2O$;
- trebuie evaluată termostabilitatea solutului: termostabil sau termolabil şi între ce limite de temperatură.

**3. -** Bilanţul total de materiale este caracteristic modalității de cristalizare:

$$M_i = M_f + M_{cr} + M_d,$$

în care: $M_i$, $M_f$, $M_{cr}$ sunt cantităţile de soluţie iniţială, [kg], finală, [kg] şi de cristale, [kg], $M_d$ este masa de solvent care se îndepărtează prin evaporare, vaporizare sau congelare, [kg].

- Bilanţul parţial pentru solut se poate scrie:

$$M_i \cdot c_i = M_f \cdot c_f + M_{cr} \cdot c_{cr},$$

în care: - $c_i$, şi $c_f$ sunt concentraţiile soluţiei iniţiale şi finale, [%],

- $c_{cr}$ este raportul dintre masa molară a produsului anhidru, $M_0$, [kg/kmol] şi al cristalohidtatului, $M_{0h}$, [kg/kmol]: $c_{cr} = M_0/M_{0h}$,

- dacă sarea cristalizată este anhidră, $c_{cr} = 1$,

- cantitatea de cristale obţinută este: $M_{cr} = \dfrac{M_i \cdot (c_i - c_f) + M_d \cdot c_f}{(c_{cr} - c_f)}$

- în cazul cristalizării izohidrice, (prin răcire), $M_d = 0$, aşa încât relaţia devine:

$$M_{cr} = \frac{M_i \cdot (c_i - c_f)}{(c_{cr} - c_f)}$$

**4. a)** - Bilanţul termic general se poate scrie sub forma generală:

$$M_i \cdot c_{pi} \cdot T_i + M_{cr} \cdot q_{cr} + Q_{inc} = M_f \cdot c_{pf} \cdot T_f + M_{cr} \cdot c_{p\,cr} \cdot T_f + M_d \cdot i + Q_r + Q_p,$$

în care: - $Q_{inc}$ este cantitatea de căldură necesară pentru realizarea cristalizării, [J],

- $Q_r$ este căldura preluată de agentul de răcire, [J],
- $Q_p$ este căldura pierută în mediul înconjurător, [J],
- $q_{cr}$ este căldura de cristalizare, [J],
- i este entalpia vaporilor de dizolvant la temperatura de vaporizare, [J].

**b)** - În cazul cristalizării izohidrice, (prin răcire), $Q_{înc} = 0$ și din relație se calculează cantitatea de agent de răcire.

**c)** - În lipsa vaporizării, (evaporării), solventului, $M_d \cdot i = 0$, dar şi $Q_p = 0$.

**d)** - Pentru cristalizarea izotermă, $Q_r = 0$ şi din relaţie se determină cantitatea de căldură dată pentru realizarea cristalizării.

**e)** - Pentru cristalizarea în vid $Q_r = 0$ şi $Q_{înc} = 0$, iar din ecuaţia de bilanţ termic şi din cele de bilanţ total de material şi bilanţ parţial pentru solut se determină cantitatea de solvent îndepărtată, apoi se poate calcula cantitatea de cristale și necesarul termic.

**5.** - Randamentul cristalizării, η, [%], este: $\eta = (C/C_0)$, [%];

în care: - C este cantitatea de cristale rezultată, [kg];

- $C_0$ este cantitatea maxim posibilă de cristale ce ar rezulta dacă concentraţia soluţiei finale este concentraţia de saturaţie la temperatura finală, [kg].

- $C_0$ se determină dintr-o relaţie de bilanţ de forma:

$S_0 + A_0 = (C_0/R) + C_0\cdot[1 - (1/R)] + E + [[A_0 - E - C_0\cdot[1 +(1/R)]] + (1/100)\cdot[[A_0 - E - C_0\cdot[1 + (1/R)]]$,

în care: - $S_0$ este solutul anhidru în soluţia inţială, [kg];

- $A_0$ este solventul din soluţia iniţială, [kg];

- R este raportul dintre masa molară a cristalohidratului şi masa molară a sării anhidre, [ - ];

- E este cantitatea de solvent evaporat în timpul evaporării, [kg];

- s este concentraţia de saturaţie, [%].

Din această relaţie rezultă $C_0$, [kg]:

$$C_0 = R\cdot\frac{100\cdot S_0 - s\cdot(A_0 - E)}{100 - s\cdot(R-1)}$$

**Calcul absorberelor (pentru Fac. Biologie, secţia ing. bio.)**

**Observaţii asupra punctelor algoritmului (pentru Fac. Biologie, secţia ing. bio.)**

**1.** - Pentru studenții Fac. Biologie, secţia ing. bio., am adoptat o variantă prescurtată și anume absorbția chimică, ireversibilă, a gazului. Varianta are ca justificare faptul că absolvenții acestei secții pot activa și în domeniul protecției mediului și epurării noxelor industriale.

**2.** - Pentru acest pas al algoritmului, **„v.A.”.**

**3. -** Limitele admisibile ale diverselor noxe deversate ân atmosferă sunt prezentate în Anexă, **„v.A.”.**

**4.** - Calculul stoichiometric de denocivizant și suplimentarea sa cu 1 ÷ 3 [%].

**5.** - Tehnologic este necesară cunoașterea cantităților orare, zilnice, săptămânale sau lunare de denocivizant, precum și cea anuală, pentru a se efectua bilanțurile financiare.

La calculul absorberelor se porneşte de la diagrama de echilibru gaz - lichid, iar pe lângă relaţiile generale de bilanţ de materiale, termic şi de transfer, se ţine seama de faptul că de obicei se cunosc o serie de parametri specifici şi anume: debitul şi concentraţia de gaze, concentraţia impusă la ieşire a gazului sau concentraţia la intrare a lichidului. De obicei se notează cu G debitul de gaz, [kg/h], [$m^3$/h], [kmol/h], cu L debitul de lichid, [Kg/h], [$m^3$/h], [Kmol/h], cu $Y_i$ concentraţia la intrare a gazului, raportul molar, [kmol gaz/kmol gaz inert], cu $Y_f$ concentraţia finală a gazului, raportul molar, [kmol gaz/kmol gaz inert], cu L debitul de lichid, [kg/h], [$m^3$/h], [kmol/h], cu $X_i$ concentraţia la intrare a lichidului, raportul molar, [kmol gaz/kmol lichid], cu $X_f$ concentraţia finală a lichidului, raportul molar, [kmol gaz/kmol lichid]. Bilanţul de materiale pentru absorbţie se poate exprima într-un mod simplu şi comod dacă în calcule dacă se utilizează rapoartele molare a solutului în gaz, Y şi lichid X:

$$G\cdot(Y_i - Y_f) = L\cdot(X_f - X_i) \qquad \text{sau} \qquad \frac{L}{G} = \frac{Y_i - Y_f}{X_f - X_i}.$$

## Alegerea și calculul uscătoarelor (pentru Fac. Biologie, secţia ing. bio.)

## Observații asupra algoritmului (pentru Fac. Biologie, secţia ing. bio.)

**1.** - Informațiile asupra materialului supus uscării trebuie să arate: dimensiunea particulelor, textura materialului, higroscopicitatea, lipiciozitatea, gradul final de umiditate, abraazivitatea solidului, cantitatea de materie primă etc.

**2.** - Problema este deosebit de complexă datorită multitudinii de parametri implicați. O modalitate de abordare poate începe de la categoria și construcția uscătoarelor folosite, cantitatea de materie primă, ciclurile de fabricație, gradul de automatizare, costurile totale pe operație, destinația finală a produsului finit, industrială, casnică, farmaceutică etc.

| **Uscător tip** | **Versatilitate** | **Similitudine** | **Uscător tip** | **Versatilitate** | **Similitudine** |
|---|---|---|---|---|---|
| dulap, (cu tăvi) | mare | f. bună | cu plăci | mare | f. bună |
| str. fluidizat | mare | f. bună | rotativ | mică | proastă |
| pulverizare | mică | proastă | instant | mică | proastă |

**USCAREA**

**Forma de prezentare**

turtă
granule mici
filme
**cu bandă, rotativ**

soluție
pastă
suspensie
nămol

**timp uscare**

**lung**: bandă, tăvi, plăci, rotativ

**scurt**: pulverizare, instant, strat fluidizat, atomizare, valțuri

**rezistența la abraziune**

**da** — **cantitate mare**: **nu:** tăvi, plăci, bandă; **da:** rotativ

**nu**

**da** — **termostabil**: **da** str. fluidizat; **nu:** instant, valțuri

**nu:** atomizare, pulverizare

**3**. - Modalitatea de uscare se referă la tipul și modul de transmitere a energiei din exterior pentru vaporizarea umidității. Aceste căi sunt identice cu mecanismele de transport și transfer:

**a) - conductiv**, (uscător cu plăci, cu valțuri, în film etc. …);

**b) - convectiv**: (uscător cu circulație naturală, cu circulație forțată, cu recirculare, cu tăvi, dulap, rotativ, cu bandă, cu falduri, atomizoare, cu pulverizare, cu jet, pneumatice etc.);

**c) - radiant**: (I.R., microunde, unde radio f.f. scurte, ultrasunete, curenți de înaltă frecvență, dielectric, oscilații și vibrații etc. ….);

**d) alte metode**: (prin sublimare, prin înghețare, prin răcirea gazelor, prin comprimarea gazelor, cu substanțe higroscopice, prin adsorbție, uscare osmotică, metode combinate etc. …).

4. - Uscătorul tip „dulap" sau uscătorul „cu tăvi" operează în condiții constante de intrare a aerului în aparat. Pentru calculul aparatului și operației de uscare, precum și ridicarea la scară a sistemului este absolut necesară determinarea experimentală a coeficienților de transport și transfer a vaporilor de apă de la material la aerul înconjurător. Detaliile procesului experimental, modalitatea de calcul, modul de determinare al coeficienților de transport și transfer sunt date în partea dedicată experimentelor și calculelor specifice acestora, **„v.IL"**, paragraful **„Uscarea"**.

**5**. - Pentru atomizoare sau unele tipuri de uscătoare prin pulverizare, se poate aplica următoarea secvență de calcul:

- Timpul de parcurgere a razei atomizorului se poate calcula cu relaţia [Schweitzer, f; editor Handboock of separation techniques for Chemical Engineers; 2 2d; mc Graw Hill, N.Y., 1988. p. 872]: $\tau = \dfrac{18 \cdot \eta_{aer} \cdot \ln(r_2/r_1)}{d_p^2 \cdot \omega^2 \cdot (\rho_p - \rho_{aer})}$;

unde: - $d_p$ este diametrul particulei, [m]; - $\omega$ este viteza unghiulară, [$s^{-1}$];

- $r_1$, $r_2$ sunt raza discului şi raza finală a traiectoriei, [m].

- Distanţa de pulverizare se poate determina cu relaţia:

$$R_{max} = 7{,}2 \cdot \left(\frac{D_{ap}}{d_{disc}}\right)^{0,21} \cdot \left(\frac{Q_{M\,alim}}{n^{0,16}}\right)^{0,2}$$

unde: - n este tutaţia discului, [$s^{-1}$];

- Diametrul particulelor generate de un pulverizator cu disc cu N dinţi, [-], cu înălţimea h, [m]:

$$d_p = 0{,}37 \cdot r_{disc} \cdot \left(\frac{M_p}{\rho \cdot n \cdot r_{disc}^2}\right)^{0,6} \cdot \left(\frac{\eta}{M_p}\right)^{0,2} \cdot \left(\frac{\sigma \cdot \rho \cdot h \cdot N}{M_p}\right)^{0,1}$$

- Diametrul particulelor generate în cazul pulverizării cu aer:

$$d_p = \frac{1410}{w_{aer}} \cdot \left(\frac{\sigma}{\rho_l}\right)^{0,4} + 191 \cdot \left[\frac{\eta_l}{(\sigma \cdot \rho_l)^{0,5}}\right]^{0,45} \cdot \left(\frac{Q_{Vlich}}{Q_{Vaer}} \cdot 10^3\right)^{0,8};$$

unde: - $\eta$ este viscozitatea în [cP]; - $\sigma$ este tensiunea superficială în [dyn/cm];

- $w_{aer}$ este în [m/s].

- Puterea de acţionare a discului rotitor, [kW]: $P = \dfrac{Q_M \cdot (\omega \cdot r)^2}{g}$.

- Timpul de uscare se poate estima cu: $\tau = \dfrac{r \cdot u \cdot \rho_l \cdot d_p^2}{12 \cdot k_g \cdot (T_a - T_s)}$;

unde: - u este umiditatea materialului, [kg/kg];

- $k_g$ este coeficientul de transfer prin filmul de gaz, [$W/m^2 \cdot {}^0K$];

- $T_a$, $T_s$ sunt temperaturile aerului, (gazului), respectiv a solidului, [$^0C$].

$$\tau = \frac{r \cdot \rho_l}{2 \cdot k_g \cdot \Delta T} \cdot \int_{d_1}^{d_2} \frac{dr}{2 + 0{,}6 \cdot \mathrm{Re}^{0,5} \cdot \mathrm{Pr}^{0,33}};$$

- $k_g$ se poate determina cu relaţia: $Nu = 2 + 0{,}6 \cdot Re^{0,5} \cdot Pr^{0,33}$.

**- Observaţie**: - Alte date privind pulverizarea lichidelor, **„v.A."**.

**6.** - Uscarea osmotică este caracteristică materialelor vegetaale, aplicarea ei evitând brunarea enzimatică ce apare întotdeauna la uscarea produselor naturale de tip vegetal. Principiul ei constă în introducerea materialului vegetal pregătit corespunzător într-o soluție concentraată. Apa din materialul proaspăt iese din solid prin difuziune înspre soluția concentrată, diluând-o. Timpul de uscare este cel de difuziune, vezi capitolul Extracția, iar recuperarea și reutilizarea soluției se face prin scurgere, filtrare și reconcentrare, vezi capitolele Filtrare și Vaporizare.

**7.** - Uscarea prin liofilizare este de fapt o sublimare în vid înaintat a apei din material. Este o procedură de lungă durată și deocaamdată aplicabilă doar cantităților mici de material umed. Operația este favorizată dacă solventul este foarte volatil sau are punct de congelare imediat sub 0 [$^0$C].

# FASCICULA III. Lucrări de laborator

## (cu exemplificări pentru Fac. Biologie, secţia ing. bio.)

## 1. DETERMINAREA REGIMULUI DE CURGERE ŞI A COEFICIENTULUI DE FRECARE ÎN CONDUCTE DREPTE

### I. CONSIDERAŢII TEORETICE

Deplasarea unui fluid printr-o conductă este influenţată de diverşi parametri, dintre care cei mai importanţi sunt: dimensiunile geometrice ale conductei, debitul, proprietăţile fluidului, gradul de prelucrare, (rugozitatea), a conductei. Peretele conductei influenţează şi distribuţia vitezelor pe secţiunea de curgere, viteza la perete fiind nulă şi maximă în centrul conductei. Pentru conductele circulare aceasta duce la o distribuţie paraboloidală a vitezelor. Modul de curgere a fluidelor este definit cantitativ prin valoarea criteriului Reynolds:

$$\mathrm{Re} = \frac{w \cdot d_{ech} \cdot \rho}{\eta}, \text{ sau } \mathrm{Re} = \frac{w \cdot d_{ech}}{\upsilon}, \quad (1)$$

în care: - w este viteza fluidului, [m/s];

- $d_{ech}$ este diametrul echivalent al secţiunii de curgere, [m];
- ν este vâscozitatea cinematică a fluidului, [$m^2/s$].

În relaţia (1) diametrul echivalent se determină cu formula $d_{ech} = \frac{4 \cdot A_u}{P_u}$,

unde: - $A_u$ este aria udată de fluid, [$m^2$];

- $P_u$ este perimetrul udat de fluid, [m];
- ρ este densitatea fluidului, [$kg/m^3$];
- η este vâscozitatea dinamică, [Pa s].

În funcţie de valoarea absolută a criteriului Re se deosebesc 3 domenii, (regimuri), de curgere: - regim **laminar** pentru valori ale criteriului Reynolds mici, Re ≤ 2 300, domeniu caracterizat prin faptul că straturile de fluid alunecă paralel cu ele însele şi cu pereţii conductei. Acest regim de curgere are drept caracteristică lipsa amestecării în interiorul fluidului.

- regim **intermediar** pentru valori 2 300 < R ≤10 000. Aici se găsesc porţiuni de fluid în care curgerea este încă laminară, elementele fluidului curgând paralel între ele, precum şi zone de fluid unde apar turbulenţe, elementele fluidului în curgere având direcţii dezordonate în spaţiul delimitat de pereţii conductei. Regimul este caracterizat printr-o amestecare internă moderată.

- regim **turbulent** pentru cifre Re > 10 000, caracterizat printr-o amestecare internă intensă a elementelor fluidului.

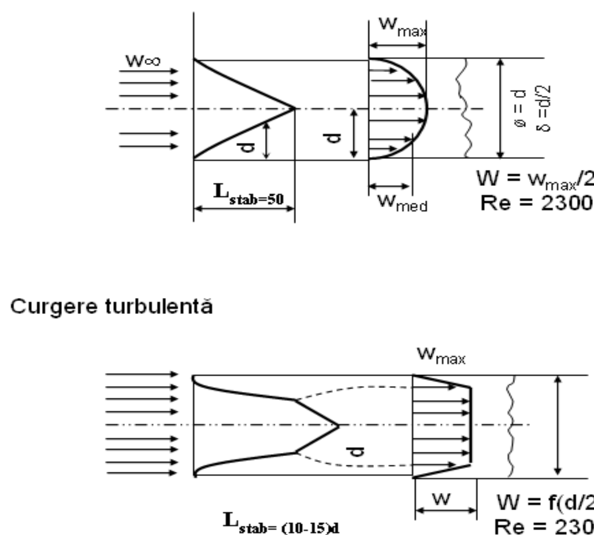
Influenţa geometriei conductei, a debitului şi a proprietăţilor fluidului asupra curgerii este dată de relaţia Fanning: $$\Delta p_{frecare} = \lambda \frac{L}{d_{ech}} \cdot \frac{\rho\, w^2}{2} \qquad (2),$$

în care: - λ este coeficientul de frecare vâscoasă, adimensional, [-];

- Δp este căderea de presiune prin frecare, determinată de curgerea fluidului, [Pa];
- ρ este densitatea fluidului, [kg/m$^3$];
- w este viteza medie prin conductă, [m/s];
- L este lungimea conductei, [m].

Factorul de proporţionalitate λ se numeşte coeficient de frecare şi are valori dependente de regimul de curgere şi de rugozitatea relativă, ($d_{ech}$/e), a conductei. Relaţia λ = f(Re, $d_{ech}$/e) reprezentată grafic se numeşte diagrama Moody sau curbe Nikuradze. În regimul laminar, vitezele de curgere sunt mici, stratul limită hidrodinamic este strâns legat de perete, grosimea lui este relativ mare, mişcarea fluidului fiind perturbată doar de propria vâscozitate dinamică, deoarece toate rugozitățile peretelui provenite din prelucrarea conductei sunt incluse în stratul limită. Se consideră stratul limită hidrodinamic o porţiune de fluid în care are loc variaţia vitezei fluidului de la 0 la 99,99 [%] din valoarea vitezei medii a fluidului, iar grosimea stratului limită δ este distanţa de la perete până la locul în care viteza fluidului atinge 99,99 [%] din valoarea vitezei medii a fluidului. Cu cât viteza medie a fluidului este mai mare stratul limită hidrodinamic se micşorează datorită antrenării particulelor de fluid de către masa de fluid care deja nu mai curge paralel cu stratul limită, o parte din rugozităţi putând ieşi din grosimea stratului limită, generând turbulenţe suplimentare şi deci pierderi energetice, (de presiune), mai mari în fluid. Mărind şi mai mult viteza medie a fluidului, stratul limită hidrodinamic se micşorează şi mai mult, ajungând să fie de grosime constantă şi neglijabilă faţă de dimensiunea rugozităţilor. Stratul limită nu dispare complet indiferent de viteză şi oricât s-ar mări viteza nu mai pot fi generate alte turbulenţe de către rugozităţi, ci numai de către fluidului însuşi, coeficientul de frecare, (dispersarea energiei) depinzând doar de mărimea asperităţilor: λ = f($d_{ech}$/e). O imagine generală asupra structurii pereţilor

hidraulici cu rugozitate efectivă, e, [mm], şi grosimea stratului limită hidraulic, d, adică o rugozitatea relativă ε = (d $_{ech}$/e) ca şi o distribuţie a vitezelor în interiorul conductelor drepte circulare la curgerea laminară, respectiv turbulentă a unui fluid este redată în Fig. 1. 1. şi 1. 2.



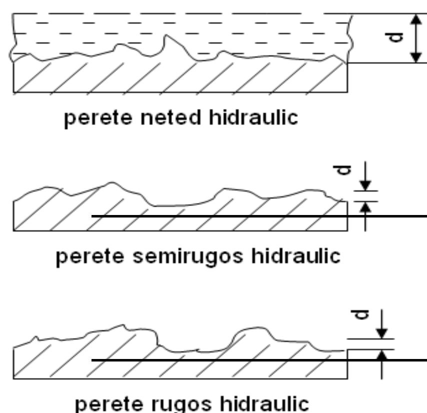




**Fig. 1.1.** *Profilul vitezelor* **Fig. 1.2.** *Pereţi hidraulici*

***d - grosimea stratului limită***

Se remarcă faptul că în cazul curgerii laminare, toate rugozităţile sunt acoperite de stratul limită, curgerea nefiind influenţată de acestea. În domeniul semirugos hidraulic, o parte din rugozităţi ies din stratul limită şi generează turbulenţe suplimentare. Domeniul rugos hidraulic va depinde atât de mărimea rugozităţilor, cât şi de regimul de curgere.

## II. SCOPUL LUCRĂRII

- Calculul regimul de curgere în funcţie de datele măsurate: debit volumetric şi pierderea de presiune.
- Calculul coeficienţilor de frecare pentru domeniile de curgere stabilite.
- Reprezentarea grafică a dependenţei λ = f(Re).

## III. DESCRIEREA INSTALAŢIEI

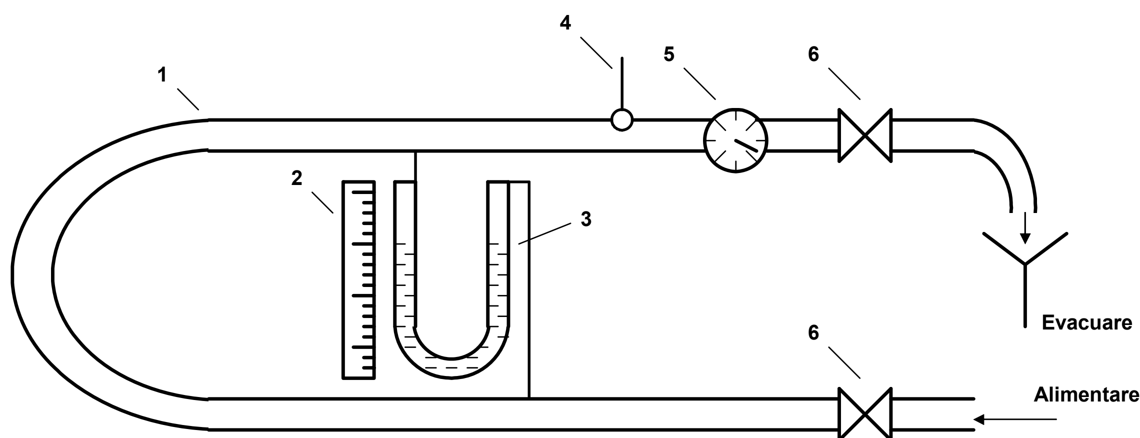



**Fig. 1. 3.** ***Schiţa instalaţiei experimentale***
***1 - conductă de studiu; 2 - riglă gradată; 3 - manometru diferenţial; 4 - termometru; 5 - contor; 6 - robinet de reglare***

Instalaţia este formată dintr-o ţeavă cilindrică dreaptă prin care curge apă măsurată prin intermediul unui contor. Un manometru diferenţial măsoară pierderea de presiune între punctele de priză.

## IV. MODUL DE LUCRU

1. Se deschide de alimentare 6 şi se fixează un debit minim de apă. După stabilizarea curgerii observată prin constanţa denivelării manometrice, se notează valoarea cantităţii de apă la momentul „0" şi se cronometrează timpul de scurgere a unei cantităţi de apă şi valoarea denivelării manometrice.
2. Se repetă măsurătorile pentru debite din ce în ce mai mari de apă.
3. Se măsoară temperatura apei.
4. După terminarea determinărilor se închide robinetul de reglare.

## V. PRELUCRAREA DATELOR EXPERIMENTALE

**Tab. 1.** ***Date primare măsurate experimental şi mărimi secundare calculate***

| Nr.crt | $\Delta h_{Qv}$ | $Q_v$ | w | Re | lgRe | $\Delta h_{fr}$ | $\Delta p_{fr}$ | $\lambda$ | $\lambda_{calc}$ | Tapă |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| UM | [l] | [m³/s] | [m/s] | - | - | [m] | [Pa] | - | - | [⁰C] |
| 0 | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |

Datele experimentale se prelucrează astfel:

**1.** Debitul volumetric Qv [$m^3$/s]: se citeşte din diagrama de calibrare, au se preiau de pe debitmetru.

**2.** Se calculează viteza medie în secţiunea de curgere a tubului experimental:

$$w = Qv/A = 4 \cdot Qv/(\pi \cdot d^2), \quad [m/s];$$

unde: - d este diametrul interior al tubului experimental, [m].

**3.** Se calculează criteriul Reynolds: $Re = (w \cdot d_{ech} \cdot \rho)/\eta$,

în care: - $\eta$ este viscozitatea dinamică a apei, [Pa·s], la temperatura apei care curge, [$^0$C].

**4.** Se calculează pierderea de presiune, $\Delta p_{frecare}$, suferită de lichidul în curgere corespunzătoare coloanei de lichid manometric, $\Delta h_{frecare}$, indicată de manometrul diferenţial, mărime ce reprezintă pierderea energetică prin frecare între lichid şi peretele conductei pe lungimea experimentală, L:

$$\Delta p_{frecare} = (\rho_M - \rho) \cdot g \cdot \Delta h_{frecare},$$

în care: - $\Delta p_{frecare}$ este pierderea de presiune prin frecare, exprimată în [Pa];

- $\rho$ este densitatea lichidului ce trece prin conductă, a apei, [kg/m$^3$];
- $\rho_M$ este densitatea lichidului manometric, [kg/m$^3$];
- $\Delta h_{frecare}$ este denivelarea coloanei de lichid manometric, [m].

**5.** Se calculează coeficientul de frecare din ecuaţia pierderii de presiune pentru învingerea forţelor de frecare în conducte drepte şi canale cu ajutorul relaţiei (2):

$$\lambda = 2 \cdot \Delta p_{frecare}\, d/(L \cdot w^2 \cdot \rho).$$

**6.** Se trasează grafic curbele: $\lambda = f(Re)$ şi $\lambda = f(lgRe)$.

**7.** Considerând funcţia de variaţie a coeficientului de frecare cu regimul de curgere de forma generală: $\lambda = A/Re^{B}$,

se determină coeficienţii A şi B şi se compară valorile astfel obţinute din datele experimentale cu valorile corespunzătoare prezentate în partea teoretică.

**Coeficientul de frecare în conducte drepte,**
**determinări experimentale de pe instalația experimentală**

$D_{int}$ 10 [mm]; L = 1,8 [m]; T = 15 [$^0$C]; w = [m/s]; $\Delta p$ = [mm $H_2O$].

| | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| w ×10$^{-2}$ | 10,19 | 15,27 | 20,36 | 24,18 | 28,0 | 31,82 | 34,37 | 36,91 | 39,46 |
| $\Delta p$ | 42,0 | 44,55 | 47,1 | 49,0 | 50,28 | 52,19 | | | |

$D_{int}$ 10 [mm]; L = 1,21 [m]; T = 10 [$^0$C]; w = [m/s]; $\Delta p$ = [Pa].

| | | | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| w | 0,134 | 0,178 | 0,23 | 0,344 | 0,433 | 0,47 | 0,484 | 0,497 | 0,51 | 0,522 | 0,541 | 0,548 |
| $\Delta p$ | 20 | 32 | 58 | 137 | 206 | 230 | 245 | 261 | 283 | 298 | 315 | 322 |

Pe o instalaţie experimentală cu dimensiunile: $D_{int}$ 8 [mm]; L = 2,25 [m]; T = 15 [$^0$C] s-au ridicat următoarele date;

| | | | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| a) Δp [mm Hg] | 0 | 3 | 5 | 8 | 10 | 9 | 9,5 | 10 | 10,5 | 11 | 11,5 |
| $w_f$ [m/s] | 0 | 0,1 | 0,2 | 0,3 | 0,4 | 0,5 | 0,6 | 0,7 | 0,8 | 0,9 | 1,0 |

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Δp [mm Hg] | 12 | 12,5 | 13 | 14 | 15,5 | 16 |
| $w_f$ [m/s] | 1,1 | 1,2 | 1,3 | 1,4 | 1,5 | 1,6 |

Pe o instalaţie experimentală cu dimensiunile: $D_{int}$ 8 [mm]; L = 2,25 [m]; T = 15 [$^0$C], s-au ridicat următoarele date;

| | | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| b) Δp [mm Hg] | 0 | 0,5 | 1,25 | 2,0 | 3,75 | 4,25 | 4,0 | 4,5 | 5,0 | 7,0 |
| $w_f$ [m/s] | 0 | 0,1 | 0,3 | 0,5 | 0,7 | 0,9 | 1,0 | 1,1 | 1,3 | 1,5 |

## 2. CURGEREA PRIN COLOANE CU UMPLUTURĂ

Un caz special, de mare interes pentru procesele inginereşti este curgerea fluidelor peste umpluturi. Umpluturile sunt corpuri solide având forme extrem de diverse care sunt utilizate în vederea îmbunătățirii contactului dintre lichide, lichide şi gaze sau fluide şi solide. Forma geometrică este dictată de scopul operaţiei, de natura şi proprietățile fizico-chimice ale materialelor şi de parametri economico-funcţionali ai procesului. Pentru procesele de epurare şi denocivizare sunt importante procesele de:

- contactare a solidelor reactive cu agenţii nocivi din lichide sau gaze,
- îmbunătățirea condiţiilor de contactare a lichidelor şi gazelor reziduale cu soluţiile de tratare.

O umplutură „bună" trebuie să îndeplinească următoarele condiţii: suprafaţă specifică mare, volum mare de goluri, rezistenţă mecanică şi chimică, să fie umectată de lichid, preţ redus. Se pot utiliza drept umpluturi o gamă foarte largă de materiale, care de obicei se clasifică în cele cu formă nedefinită, cu formă regulată şi grătare sau structuri spaţiale. Materialele cu formă neregulată sunt foarte ieftine şi accesibile, putând fi pietriş, piatră spartă, tuf vulcanic, cărbune sau cox, talaş, rumeguş etc. Ele se pot înfunda uşor şi se pot crea zone preferenţiale de curgere. Aceste dezavantaje dispar în cazul umpluturilor cu forme regulate, unele dintre ele fiind prezentate în Fig. 2.1. Umpluturile se caracterizează prin intermediul diametrului echivalent:

$$d_{ech} = 4 \cdot r_h = 4 \cdot \frac{A_u}{P_u} = 4 \cdot \frac{\varepsilon}{\sigma}; \quad [5, 9],$$

unde: - ε este fracţia de goluri sau volumul liber al umpluturii, [m$^3$/m$^3$];

- σ este suprafaţa specifică a umpluturii, [m$^2$/m$^3$].

**Fracţia de goluri** sau volumul liber arată cât spaţiu gol este prezent într-un metru cub de solid, adică spaţiul prin care pot circula materialele. Este de preferat ca acest volum să fie cât mai mare pentru o curgere comodă a fluidelor.

**Suprafaţa specifică** arată aria de contact pusă la dispoziţie de un metru cub de umplutură. Cu cât aria de contact este mai mare, contactarea este mai intensă şi procesele sunt accelerate.

În cazul parcurgerii umpluturii de către **un singur fluid**, curgerea poate fi asimilată cu una monofazică, dar printr-un canal de structură complexă. Se poate delimita domeniul de **curgere laminară**, Re < 40 de cel al **curgerii turbulente**, Re > 40. Pierderea de presiune generată de frecarea fluidului cu materialul umpluturii se determină cu aceeaşi relaţie matematică prezentată la curgerea prin conducte, evoluţia ei faţă de viteza fluidului fiind de tip parabolic [5, 9, 39]: $\Delta p_{frecare} = \lambda \cdot \frac{H_{strat}}{d_{ech}} \cdot \rho \cdot \frac{w_r^2}{2}$.

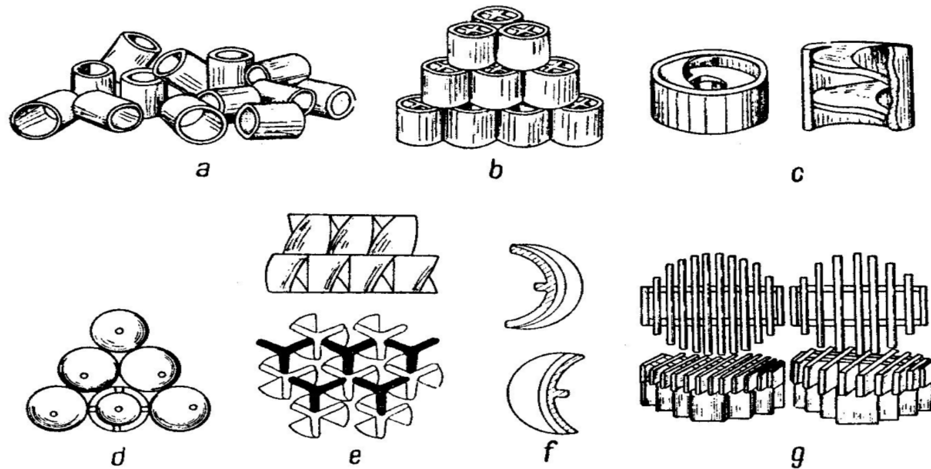



**Fig. 2.1.** ***Tipuri de umpluturi [2]***
***a) inele Raschig, b) inele Lessing, c) inele cu suprafaţă elicoidală interioară, d) sfere, e) umplutură elocoidală, f) şei Berl, g) grătare.***

Viteza fluidului, gaz sau lichid, care trece prin coloana cu umplutură considerată **„goală"** se numeşte **viteză fictivă, w** $_f$, şi se determină cu relaţia:

$$w_f = \frac{Q_v}{S}; \quad \left[\frac{m}{s}\right] = \left[\frac{m^3/s}{m^2}\right]; \quad [w] = [m/s]; \qquad [Q] = [m^3/s]; \qquad [S] = [m^2],$$

unde: - S este secţiunea, (aria) coloanei cu umplutură considerată „goală", adică în lipsa umpluturii. Utilizarea noţiunii de viteză fictivă este comodă, deoarece se cunoaşte diametrul tubului în care se pozează umplutura şi acesta este constant.

**Viteza reală, w** $_r$, a fluidului care trece prin umplutură este întotdeauna **mai mare** decât viteza fictivă, deoarece spaţiul de trecere este redus prin prezenţa fizică a

solidului din umplutură. Relaţia de legătură între viteza fictivă şi cea reală este dată de volumul liber al umpluturii: $w_r = \frac{w_f}{\varepsilon}$. Pierderea de presiune în umplutură depinde de viteza reală, adică de contactul direct solid-fluid. Coeficientul de frecare, λ, [-], se determină prin relaţii specifice:

$Re < 40$; $\lambda = 140/Re_{fluid}$; $Re > 40$; $\lambda = 16/Re^{0,2}_{fluid}$.

Criteriul Reynolds la curgerea monofazică prin umpluturi se determină cu valoarea vitezei reale a fluidului:

$$Re = \frac{w_r \cdot d_{ech} \cdot \rho_f}{\eta} = \frac{w_r}{} \cdot \frac{4 \cdot \varepsilon}{\sigma} \cdot \frac{\rho_f}{\eta} = \frac{w_f}{\varepsilon} \cdot \frac{4 \cdot \varepsilon}{\sigma} \cdot \frac{\rho_f}{\eta} = \frac{4 \cdot w_f \cdot \rho_f}{\sigma \cdot \eta}.$$

La curgerea **simultană în contracurent** a unui lichid şi a unui gaz printr-o umplutură apar alte fenomene caracteristice. La curgerea unui debit descendent constant de lichid şi a unuia foarte mic de gaz ascendent pierderea de presiune este dependentă liniar faţă de viteza gazului. Această situaţie este asemenea curgerii monofazice. Acest fenomen se desfăşoară până când debitul de gaz continuu crescător este împiedicat de trecere de către scurgerea de pe umplutură a lichidului. În acest moment la partea inferioară a umpluturii apare o accumulare de lichid prin care barbotează gazul. Punctul delimitat de către vitezele relative a celor două fluxuri este numit „punct de încărcare". Acest punct se deplasează către viteze mici a gazului la creşterea debitului de lichid. Peste acest punct, pierderea de presiune se majorează datorită presiunii hidrostatice a coloanei de lichid. Dacă se menţin constante debitele de gaz şi lichid, în stratul de umplutură va rămâne o porţiune în care stratul de lichid este străbătut de curentul format din bule de gaz. Acesta este regimul normal de funcţionare a coloanelor cu umplutură stropită. Dacă se majorează debitul de gaz, acesta blochează trecerea lichidului, obligându-l să se accumuleze în golurile stratului solid de unde este împins în sus, până la partea sa superioară şi de aici în afara instalaţiei. Este un alt punct important de funcţionare a umpluturilor stropite şi se numeşte „punctul de înnecare". Coloanele în curgere bifazică pot opera corect doar între punctele de încărcare şi cele de înnecare, la debite constante de fluide. În diagrama din Fig 3.14. se prezintă evoluţia pierdereii de presiune în coloane cu umplutură pentru diferite situaţii: A este cazul coloanei uscate, B reprezintă situaţia coloanei udate şi apoi scurse, C şi D sunt cazurile coloanelor stropite cu debite diferite de lichid, (debitul C fiind mai mic decât debitul D), x este **punctul de încărcare**, y este **punctul de înnecare**.

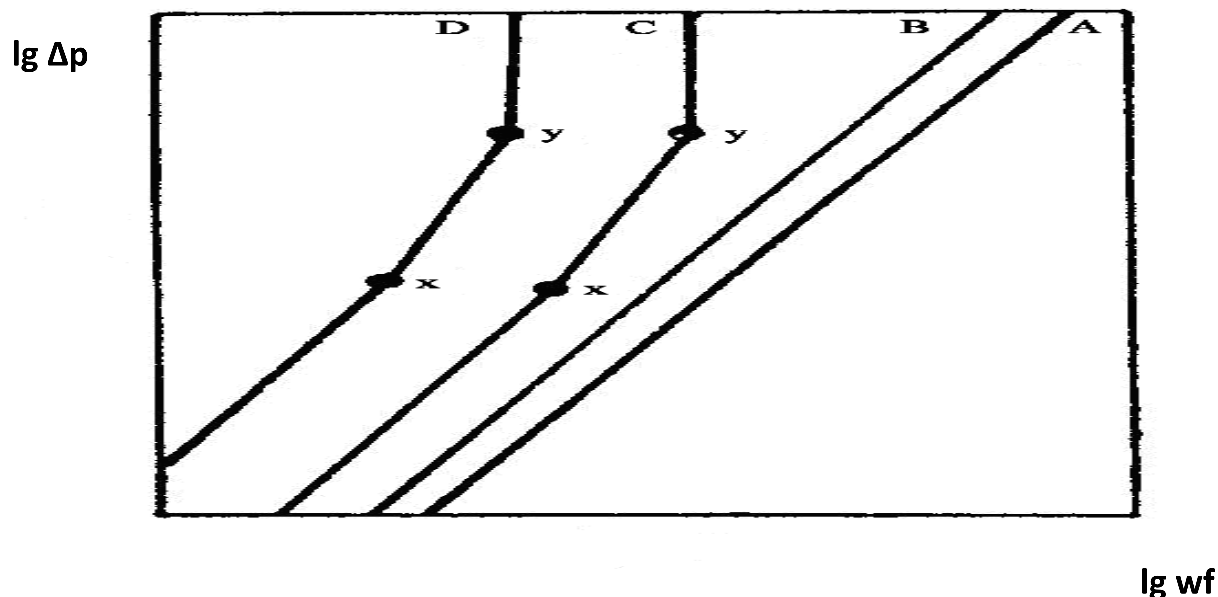



**Fig. 2.2.** *Dependenţa pierderii de presiune de viteza gazului, [7]*

## V. PRELUCRAREA DATELOR EXPERIMENTALE

**Tab. 1.** *Date primare măsurate experimental şi mărimi secundare calculate*

| Nr. crt. | Qv | wf | W | Re | lgRe | Δh | Δp fr | Λ | λ calc | T aer |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| UM | [m3/s] | [m/s] | [m/s] | - | - | [m] | [Pa] | - | - | [0C] |
| 0 | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |

Datele experimentale se prelucrează astfel:

**1.** Se calculează viteza fictivă în secţiunea de curgere a tubului experimental:

$$w_f = Qv/A = 4 \cdot Qv/(\pi \cdot d^2), \quad [m/s];$$

unde: - d este diametrul interior al tubului experimental, [m].

**2.** Se calculează viteza reală în secţiunea de curgere a tubului experimental:

$$w_{real} = w/\varepsilon;$$

**3.** Se calculează criteriul Reynolds:

$$Re = \frac{w_r \cdot d_{ech} \cdot \rho_f}{\eta} = \frac{w_r}{\sigma} \cdot \frac{4 \cdot \varepsilon}{\sigma} \cdot \frac{\rho_f}{\eta} = \frac{w_f}{\varepsilon} \cdot \frac{4\varepsilon}{\sigma} \cdot \frac{\rho_f}{\eta} = \frac{4 \cdot w_f \cdot \rho}{\sigma \cdot \eta},$$

în care: - η este viscozitatea dinamică a aerului, [Pa·s], la temperatura aerului care curge prin tub.

**4.** Se calculează pierderea de presiune, $\Delta p_{fr}$, suferită de aerul în curgere corespunzătoare coloanei de lichid manometric, $\Delta h_{fr}$, indicată de manometrul diferenţial, mărime ce reprezintă pierderea energetică prin frecare între aer şi peretele coloanei cu umplutură pe lungimea experimentală, H: $\Delta p_{fr} = (\rho_M - \rho) \cdot g \cdot \Delta h_{fr}$,

în care: - $\Delta p_{fr}$ este pierderea de presiune prin frecare exprimată în [Pa];

- $\varrho$ este densitatea aerului ce trece prin coloană, a aerului, [kg/m³];
- $\varrho_M$ este densitatea lichidului manometric, apă, [kg/m³];
- $\Delta h_{fr}$ este denivelarea coloanei de lichid manometric, [m].

**5.** Se calculează coeficientul de frecare din ecuaţia pierderii de presiune pentru învingerea forţelor de frecare în coloane cu umplutură cu ajutorul relaţiei (2):

$$\lambda = 2\cdot\Delta p_{fr}\cdot d_{ech}/(H\cdot w^2\cdot\varrho_{aer}).$$

**6.** Se trasează grafic curbele: $\lambda = f(Re)$ şi $\lambda = f(lgRe)$.

**7.** Considerând funcţia de variaţie a coeficientului de frecare cu regimul de curgere de forma generală: $\lambda = A/Re^{B,}$

se determină coeficienţii A şi B şi se compară valorile astfel obţinute din datele experimentale cu valorile corespunzătoare prezentate în partea teoretică.

**Date experimentale colectate de pe instalația experimentală**

**Coloana cu umplutură uscată**

$\sigma$ = 570 [m³/m³]; $\varepsilon$ = 0,64 [m²/m³], $D_{col}$ = 47 [mm]

| Qv[l/h] | 1000 | 1500 | 2000 | 2500 | 3000 | 3250 | 3900 | 4400 | 4800 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Δh[mm apă] | 2,5 | 3 | 3,5 | 5 | 8 | 9 | 14 | 16 | 23 |

| Qv[l/h] | 5000 | 5300 | 5500 | 6000 | 6300 | 6500 | 7000 | 7500 | 8000 | 8500 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Δh[mm apă] | 24 | 25 | 26 | 33 | 35 | 37 | 44 | 47 | 55 | 64 |

**Coloana cu umplutură stropită, densitate de stropire 100 [ml apă/4s]**

$\sigma$ = 570 [m³/m³]; $\varepsilon$ = 0,64 [m²/m³], $D_{col}$ = 47 [mm]

| Qv[l/h] | 1000 | 1500 | 2000 | 2500 | 3000 | 3500 | 4000 | 4500 | 5000 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Δh[mm apă] | 2 | 4 | 3 | 4 | 5 | 7 | 10 | 14 | 20 |

| Qv[l/h] | 5500 | 6000 | 6500 | 7000 | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Δh[mm apă] | 27 | 39 | 70 | 170 | | | | | | |

# 3. SEDIMENTAREA SUSPENSIILOR

## A. SEDIMENTAREA GRAVITAŢIONALĂ

### I. CONSIDERAŢII TEORETICE

Sistemele heterogene sunt cu atât mai stabile cu cât gradul de dispersie este mai avansat, altfel spus, cu cât dimensiunile particulelor dispersate sunt mai reduse. Prezenţa agenţilor de floculare sau de coagulare micşorează stabilitatea sistemelor disperse, uşurând separarea prin decantare.

### II. RELAŢII DE CALCUL

Relaţia de calcul globală pentru sedimentarea particulelor într-un fluid este cea generală a vitezei: $H = w_{sed} \cdot \tau$.

Expresia criteriilor de similitudine folosite sunt cele consacrate:

$$Re = \frac{w_{sed} \cdot d_p \cdot \rho_l}{\eta} \qquad Ar = \frac{d_p^3 \cdot \Delta\rho \cdot g \cdot \rho_l}{\eta^2} \qquad Li = \frac{w_{sed}^3 \cdot \rho_l^2}{\eta \cdot \Delta\rho \cdot g}$$

Pentru regim laminar de sedimentare, Re < 2, poate fi utilă relaţia Stockes de calcul al vitezei de sedimentare **cu verificare** ulterioară:

$$w_{sed} = \frac{1}{18} \cdot \frac{d_p^2 \cdot (\rho_p - \rho_l) \cdot g}{\eta}.$$

### III. SCOPUL LUCRĂRII

Construcţia experimentală şi determinările prin măsurători directe conduc la următoarele puncte de interes didactic şi de interpretare:

- observarea vizuală a procesului de sedimentare pentru particule; „mono-disperse”, practic acestea au un spectru granulometric foarte restrâns;
- observarea vizuală a procesului de sedimentare pentru particule „polidisperse”;
- observarea domeniilor de sedimentare pentru ambele tipuri de particule;
- observarea vizuală a procesului de sedimentare pentru particule „floculate”;
- observarea domeniilor de sedimentare pentru particulele „coagulate”;
- determinarea experimentală a curbei de sedimentare pentru cele trei tipuri de particule;
- determinarea experimentală a diametrelor unor particule care sedimentează sau a condiţiilor în care are loc sedimentarea.

## IV. DESCRIEREA INSTALAŢIEI EXPERIMENTALE

Instalaţia de laborator este prezentată în Fig. 3.1. Ea este formată dintr-un sistem de şase tuburi identice din sticlă care conţin suspensii de natură diferită. Tuburile sunt solidarizate prin flanşe închise prin intermediul garniturilor elastice şi a patru tiranţi. În spatele tuburilor este plasată o scară gradată în milimetri pentru a se urmări comod distanţa de deplasare a particulelor în lichid.

## V. MODUL DE LUCRU

1. Se verifică dacă nu există scurgeri de lichid din aparat.

2. Se notează datele specifice lucrării privind caracteristicile sistemului: diametre, densităţi, viscozităţi etc.

3. Se agită întregul aparat pentru omogenizarea sistemelor din tuburi.

4. După atingerea omogenizării apreciată vizual, se plasează aparatul pe masă şi se porneşte cronometrul.

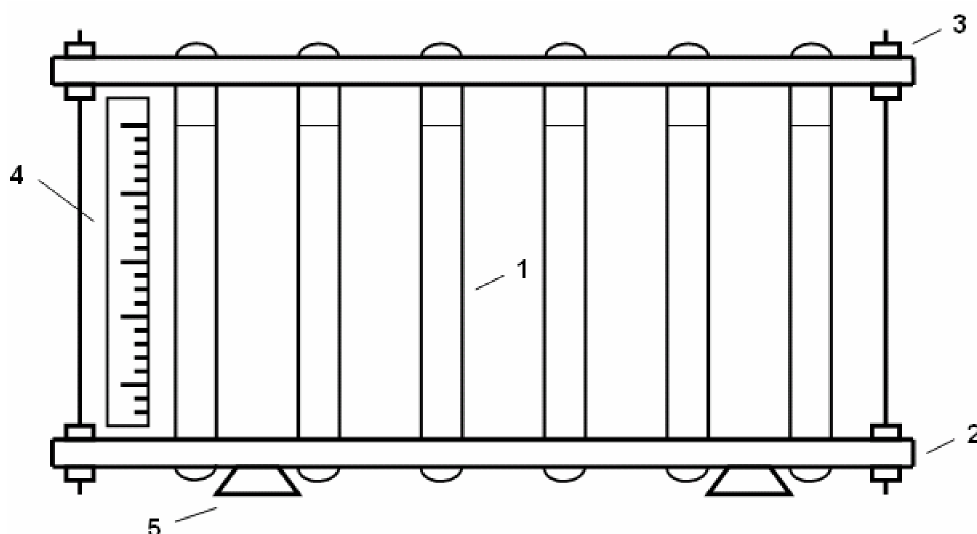



**Fig. 3. 1. a) -** ***Schema instalaţiei experimentale***
***1 - tub de sticlă; 2 - flanşe; 3 - tiranţi; 4 - scară gradată***

5. Se notează timpii la care suprafaţa suspensie - „limpedele" parcurge câte 5 mm. Având în vedere fenomenologiile diferite de sedimentare, modul de identificare a aceastei suprafeţe rămâne la aprecierea experimentatorului. Se poate urmări procesul de sedimentare măsurându-se distanţa parcursă de suprafaţa separatoare suspensie - „limpede" din timp în timp.

## V. PRELUCRAREA DATELOR EXPERIMENTALE

Datele experimentale măsurate se prelucrează astfel:

**Tab. 1.** ***Date experimentale privind sedimentarea particulelor***

| Nr. crt. | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| H[m] | | | | | | | | | | | | | | | |
| τ [s] | | | | | | | | | | | | | | | |

1. Se trasează curbele de sedimentare H = H (τ).

2. Se calculează viteza de sedimentare pentru fiecare pas de timp:

$$w_{sed\,i} = (H_{i+1} - H_i)/(\tau_{i+1} - \tau_i);$$

3. Se reprezintă grafic variaţia vitezei în funcţie de timp: $w_{sed} = w_{sed}(\tau)$.

4. Se compară viteza de sedimentare determinată experimental cu cea descrisă de relaţiile teoretice: $w_{sed} = \frac{1}{18}\frac{d_p^2\left(\rho_p - \rho_e\right)\cdot g}{\eta}$, care este valabilă pentru: $0 < Re \leq 2$.

**Sedimentarea, date experimentale prelevate de pe instalația experimental**

**Analizați curbele de sedimentare și comentați fenomenul**

**1.** - Suspensie argilă - apă; nivelul „limpedelui”, H [mm], în timpul τ, [min], de sedimentare.

H [mm]

0 1 2 3 4 5 6 7 8 9 10 12 14 16

τ [min]

0 4 8 18 16 20 25 30 36 42 50 70 100 150

Să se reprezinte grafic nivelul „limpedelui”, H, [mm], în timpul τ [s], de sedimentare, (curba de sedimentare). Care este dimensiunea particulei ce sedimentează la 120 minute? Care este dimensiunea majoritară a particulelor solide din suspensie?

**2.** - Suspensie argilă - apă; nivelul „limpedelui”, H, [mm], în timpul τ [min].

H [mm]

0 2 4 6 8 10 12 14 16

τ [min]

0 3 6 9 13 15 18 21 24

Care este dimensiunea particulei care sedimentează?

**3.** - Suspensie argilă - apă; nivelul „limpedelui”, H [mm], în timpul τ [min].

| τ [min] | 0 | 2 | 4 | 6 | 8 | 11 | 15 | 20 | 26 | 32 | 38 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| H [mm] | 0 | 3 | 6 | 9 | 12 | 15 | 18 | 20 | 22 | 23,5 | 24,5 |

| τ [min] | 40 | 55 | 70 |
|---|---|---|---|
| H [mm] | 25,2 | 25 | 25 |

Care este dimensiunea particulei care scapă din decantor?

## B. SEDIMENTAREA ÎN CÂMP CENTRIFUGAL

### I. CONSIDERAŢII TEORETICE

În cazul în care particulele solide sunt foarte fine, densitatea lor este apropiată de a lichidului sau lichidul are o viscozitate ridicată, viteza de sedimentare este foarte mică, adică timpul de separare este lung. Pentru îmbunătăţirea operaţiei, adică scurtarea timpului de sedimentare se poate mări forţa motrice prin aplicarea asupra suspensiei a unui câmp centrifugal.

### II. RELAŢII DE CALCUL

Toate consideraţiile teoretice prezentate la secţiunea sedimentarea gravitaţională privind fenomenologia şi echilibrul de forţe sunt valabile şi în acest caz, singura deosebire este înlocuirea forţei arhimedice care depinde de gravitaţia terestră, g = 9,81 [m/s$^2$] cu forţa centrifugă, $F_c$, [N]: $F_c = \frac{m \cdot v_t^2}{R}$, unde: R este raza de rotaţie, [m].

Viteza periferică pentru mişcarea circulară, $v_t$, [m/s], se determină din relaţia ei de definiţie: $v_t = \omega \cdot R$, [m/s], unde: $\omega = 2 \cdot \pi \cdot n$ [1/s], este viteza unghiulară sau pulsaţia rotaţiei dependentă de numărul de revoluţii în unitatea de timp, n, [1/s].

Acceleraţia centrifugă se determină cu relaţia: $a_c = \omega^2 \cdot R$, [m/s$^2$].

### III. SCOPUL LUCRĂRII

Construcţia experimentală şi determinările prin măsurători directe conduc la următoarele puncte de interes didactic şi de interpretare:

- observarea vizuală a procesului de sedimentare pentru particule având diametrul foarte mic sau cu densităţi apropiate de a lichidului;

- determinarea experimentală a timpului de sedimentare pentru particule fine;

- determinarea experimentală diametrului unor particule care sedimentează la un timp impus.

## IV. DESCRIEREA INSTALAŢIEI EXPERIMENTALE

Schema instalaţiei de laborator este prezentată în Fig. 2. Ea este formată dintr-o centrifugă de laborator a cărei tambur are 6 cuiburi pentru eprubetele destinate măsurătorilor. În locaşurile tamburului sunt plasate eprubetele cu suspensie, cântărite în prealabil pentru a avea valori cât mai apropiate şi plasate astfel încât să se respecte simetria geometrică. Tamburul centrifugei poate fi acţionat la diverse turaţii, astfel încât forţa centrifugă poate fi calculată. Carcasa de protecţie a sistemului asigură atât protecţia experimentatorului, cât şi elimină influenţele exterioare.

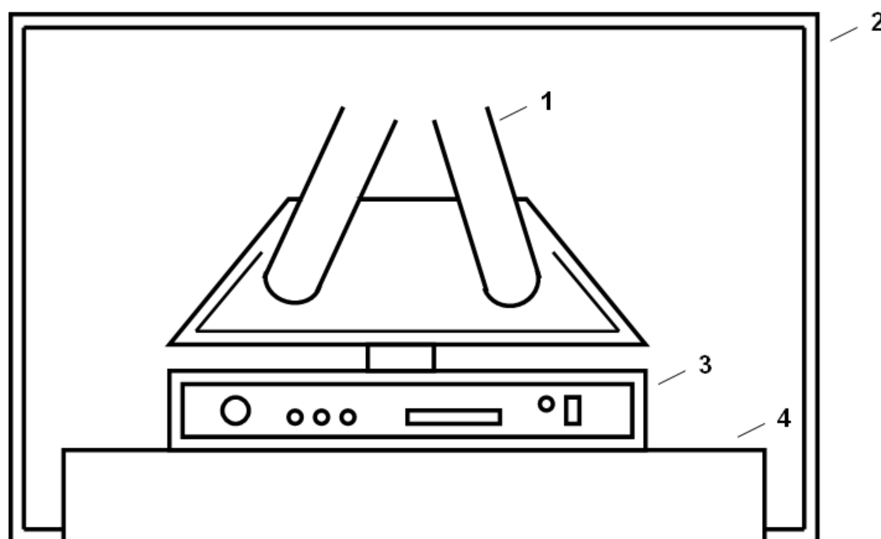



**Fig. 3. 1. b.)** - ***Schema instalaţiei experimentale la centrifugare***
***1 - eprubete; 2 - carcasă de protecţie; 3 - motor electric; 4 - suport***

## V. MODUL DE LUCRU

1. Se verifică dacă nu există particule solide sau lichide în camera epruvetelor. Locaşul acestora se şterge cu delicateţe cu o cârpă curată şi uscată.

2. Se verifică integritatea eprubetelor pentru probă, cele ciobite, fisurate sau care la un examen vizual sunt neomogene trebuie respinse şi anunţat imediat conducătorul lucrării.

3. Se cântăresc cu cât mai mare precizie eprubetele care conţin suspensia preluată de la conducătorul lucrării. Eprubetele trebuie să aibă o masă cât mai apropiată ca valoare una de alta şi se vor plasa în locaşuri diametral opuse. Utilizarea unei balanţe de tip „farmaceutic" este benefică, putându-se echilibra perechi de eprubete simultan.

4. Epruvetele deja cântărite se agită astfel ca să nu se piardă din conţinut, se introduc în locaşurile tamburului, **având grijă ca simetria să fie respectată**, apoi se porneşte motorul centrifugei şi totodată cronometrul.

5. În raport cu indicaţiile conducătorului de lucrări, se opreşte centrifuga la intervale măsurate de timp şi se examinează starea suspensiei. Se va măsura distanţa H [m], între suprafaţa lichidului şi cea a sedimentului considerat „compact”.

6. Determinările se repetă la alte turaţii ale centrifugii.

## VI. PRELUCRAREA DATELOR EXPERIMENTALE

Datele experimentale se prelucrează astfel:

**Tab. 1. b) -** ***Date experimentale privind sedimentarea particulelor***

| Nr crt | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| H [m] | | | | | | | | | | | | | | | |
| τ [s] | | | | | | | | | | | | | | | |

1. Se calculează viteza de sedimentare pentru fiecare pas de timp:

$$w_{sed\,i} = H_i / \tau_i;$$

2. Se determină diametrul particulei utilizând relaţia Stockes:

$$w_{sed} = \frac{1}{18} \cdot \frac{d_p^2 \cdot \left(\rho_p - \rho_e\right) \cdot \omega^2 \cdot R}{\eta}.$$

# 4. FILTRAREA LA PRESIUNE CONSTANTĂ

## I. CONSIDERAŢII TEORETICE

Filtrarea este operaţia de separare a unui amestec heterogen solid-fluid prin intermediul unei suprafeţe poroase în faza solidă îmbinată cu lichid, (turtă) şi lichid (filtrat). Fenomenul de separare prin filtrare poate fi considerat ca având la bază trei procese fundamentale: sedimentarea, cernerea şi adsorbţia. Operaţia de filtrare este influenţată de o multitudine de factori care depind atât de amestecul heterogen supus filtrării, de natura materialului filtrant cât şi de operaţia de filtrare propriu-zisă. Dintre factorii tehnologici care influenţează filtrarea, cei mai importanţi sunt: continuitatea sau discontinuitatea procesului, temperatura şi concentraţia suspensiei, durata şi diferenţa de presiune dintre cele două feţe filtrante, care constituie şi forţa motrice a procesului de filtrare. Pornind de la ipoteze simplificatoare: temperatură constantă, absenţa colmatării, uniformitatea porilor, diferenţă de presiune constantă, se poate deduce ecuaţia filtrării prin materialul filtrant şi stratul precipitat.

Diferenţa de presiune $\Delta p = p_1 - p_2$, dintr-o parte şi cealaltă a filtrului, Fig. 4. 1. se poate crea prin: - presiunea hidrostatică a coloanei de suspensie care se filtrează;

- cu ajutorul pompelor, filtrare sub presiune ridicată;
- cu ajutorul pompelor de vid, filtrare la vid.

$\Delta p = p_1 - p_2$; $p_1 = p_{atm} + \varrho \cdot g \cdot \Delta h$; $\Delta h \approx 0$ $\varrho \cdot g \cdot \Delta h \approx 0$, (neglijabilă).

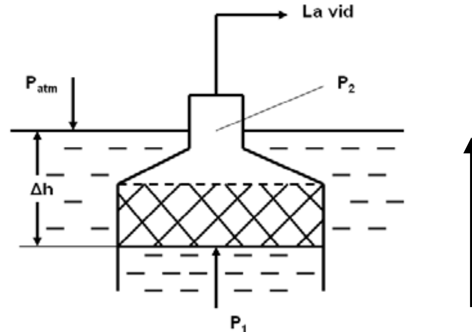



**Fig. 4.1.** ***Schiţă pentru calculul forţei motrice a procesului de filtrare***

În cazul procesului de filtrare, din punct de vedere hidraulic apare o curgere a lichidului printr-un mediu poros, format din porii precipitatului şi cei ai materialului filtrant.

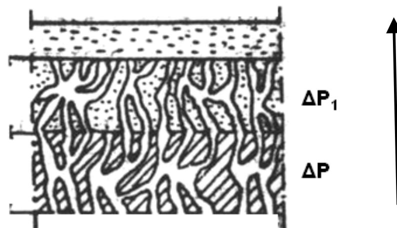



**Fig. 4.2.** ***Curgerea prin suprafaţa filtrantă şi precipitat***

Ecuaţia generală a filtrării poate fi scrisă sub una din formulările uzuale:

$a \cdot V_f^2 + b \cdot V_f = \tau$, (1), sau: $V_f^2 + 2 \cdot C \cdot V_f = K \cdot \tau$ (2),

în care: $V_f = V_{lich}/A$ este **capacitatea specifică de filtrare**, [m³/m²], adică volumul de filtrat raportat la suprafaţa filtrantă.

Constantele din ecuaţiile filtrării, aşa cum sunt prezentate mai sus: a, b, C şi K, redau caracteristicile materialului filtrant, (b sau C) şi ale precipitatului, (a sau K), definite prin relaţiile teoretice deduse:

$$a = \frac{r_0 \cdot x \cdot \eta}{2 \cdot (\Delta p_t)^{1-s}} \quad [s/m^6], \quad (3), \quad \text{respectiv:} \quad b = \frac{r_0 \cdot x \cdot \eta \cdot V_1}{A \cdot (\Delta p_t)^{1-s}} \quad [s/m^3], \quad (4),$$

$$\frac{V_1}{A} = C \quad [m^3/m^2], \quad (5), \quad \text{respectiv:} \quad K = \frac{2 \cdot (\Delta p_t)^{1-s}}{r_0 \cdot x \cdot \eta} \quad [m^2/s], \quad (6).$$

Ecuaţia Ruth, (1), scrisă sub forma lineară prin derivatizare:

$$2 \cdot a \cdot V_f \cdot dV_f + b \cdot dV_f = d\tau, \quad (7),$$

arată **viteza de filtrare** în orice moment al procesului:

$$\frac{dV_f}{d\tau} = \frac{1}{2 \cdot (a \cdot V_f + b)}, \quad (8).$$

Relaţia matematică indică faptul că viteza de filtrare scade liniar cu trecerea timpului, adică acumularea de material pe filtru duce la scăderea debitului de filtrate, prin creșterea pierderii de presiune prin frecare în stratul de precipitat. Trecerea de la relaţia diferenţială la diferenţe finite măsurabile experimental conduce la expresia:

$$2 \cdot a \cdot V_f \cdot \Delta V_f + b \cdot \Delta V_f = \Delta\tau, \quad (9),$$

relaţie care permite evaluarea imediată fie prin metoda grafică sau metoda analitică a constantelor de filtrare, a şi b, din date experimentale:

$$\frac{\Delta\tau}{\Delta V_f} = 2 \cdot a \cdot \overline{V}_f + b, \quad (10).$$

## II. SCOPUL LUCRĂRII

Lucrarea urmăreşte studiul experimental şi teoretic al filtrării suspensiilor în condiţii de presiune constantă, ($\Delta p$ = constant). Aceasta implică:

- cunoaşterea instalaţiei şi a modului de funcţionare;
- determinarea constantelor din ecuaţia filtrării;

## III. DESCRIEREA INSTALAŢIEI

Instalaţia experimentală este schiţată în Fig. 4. 3. Instalaţia se compune din: vasul cu suspensia de filtrat (1) care este menţinută la concentraţie constantă prin intermediul sistemului de agitare prevăzut cu motor şi agitator (2). În vas se imersează filtrul (3) care se introduce de sus în jos pentru a se evita procesul de sedimentare gravitaţională a particulelor solide din suspensie. Prin prezenţa diferenţei de presiune dintre cea atmosferică şi cea generată de pompa de vid, lichidul se va scurge prin porii filtrului şi a stratului de precipitat fiind colectat în vasul (4). Ventilul de reglare a presiunii în sistem (7) are şi rolul de a menţine diferenţa de presiune constantă la o valoare ce poate fi citită la manometrul (5). Vasul tampon (6) este un sistem de siguranţă plasat între pompa de vid şi sistemul de filtrare.

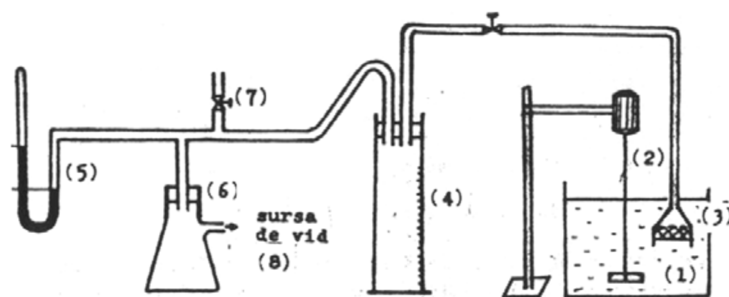



**Fig. 4. 3.** *Schema instalaţiei experimentale.*
*1 - vas cu suspensie; 2 - sistem de agitare; 3 - filtru; 4 - vas de colectare a filtratului; 5 - manometru; 6 - vas tampon; 7 - ventil de reglare*

## IV. MODUL DE LUCRU

Înainte de începerea propriu-zisă a filtrării se porneşte agitarea pentru omogenizarea suspensiei şi se pregăteşte suprafaţa filtrantă, care se decupează după mărimea pâlniei de filtrare şi se montează pe aceasta.

- Se porneşte apoi sistemul pentru obţinerea vidului care va menţine materialul filtrant pe pâlnie, apoi se introduce filtrul în vasul cu suspensie. Se asigură $\Delta$ p = ct., prin reglarea sa cu ajutorul ventilului de reglare (7). În momentul apariţiei filtratului în vasul de colectare se porneşte cronometrul, măsurându-se timpii în care se colectează cantităţi egale de filtrat, de exemplu: 5, 10, 20, 25 sau 50 ml, până la valoarea totală recomandată de conducătorul lucrărilor. După terminarea determinărilor, fără a opri vidul, se scoate filtrul, (3), din vasul cu suspensie şi se esorează precipitatul în vederea determinării grosimii precipitatului.

- Se deschide apoi ventilul de reglare, (7), lăsând aerul să pătrundă în instalaţie, se scoate precipitatul de pe filtru şi se măsoară grosimea sa, ($h_p$) şi diametrul său, ($d_p$), se cântăreşte în stare umedă, ($m_{pp}$), se pune la etuvă şi apoi se cântăreşte în stare uscată, ($m_s$).

## V. PRELUCRAREA DATELOR EXPERIMENTALE

Măsurătorile efectuate experimental, (datele primare) şi mărimile calculate se trec în tabele de tipul celor alăturate.

**Tab. 1.** *Date experimentale la filtrarea suspensiilor*

| Nr. crt. | $\tau$ | V filtat | | $V_f$ | $\overline{V}_f$ | $\Delta\tau$ | V | $\Delta\tau/\Delta V$ | $\Delta$ h | $\Delta p = p_b - \Delta h$ |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | [s] | [ml] | [m³] | [m³/m²] | [m³/m²] | [s] | [m³/m²] | [s/m] | [m] | [m] |
| 0 | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |

$p_b$ = presiunea barometrică, [mm Hg]; D = diametrul filtrului, [m];
Determinarea 1…2….3

**Tab. 2.** ***Caracteristicile sistemului***

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tipul suspensiei | | UM | |
| Concentraţia volumică a fazei solide | x | $[m^3/m^3]$ | sau [%] |
| Concentraţia masică a fazei solide | x′ | [kg/kg] | $(\rho_s / \rho_f)$ |
| Densitatea fazei solide | $\rho_s$ | $[kg/m^3]$ | |
| Densitatea filtratului | $\rho_f$ | $[kg/m^3]$ | |
| Temperatura filtratului | t | $[^0C]$ | |
| Vâscozitatea filtratului | η | [Pa s] (apa la 20 $^0$C, $\eta=1\cdot10^{-3}$ [Pa s] | |
| Masa de precipitat umed | $m_p$ | [kg] | |
| Masa de precipitat uscat | $m_s$ | [kg] | |
| kg pp umed raportată la 1 kg solid uscat | m | [kg/kg] | $m = m_{p/m}s$ |
| Masa de pp uscat depus la filtrarea a 1m$^3$ filtrat | c | $[kg/m^3]$ | |
| Căderea de presiune pe filtru | Δ p | $[p_t]$ | |
| Diametrul suprafeţei filtrante | D | [m] | |
| Aria suprafeţei filtrante | A | $[m^2]$ | $A=\pi D^2/4$ |
| Grosimea precipitatului umed | $h_p$ | [m] | |
| Volumul precipitatului umed | $V_{pp}$ | $[m^3]$ | $V_{pp} = A\ h_p$ |
| Rezistenta specifică a precipitatului (pentru 1 kg substanţă uscată) | $r_p$ | [m/kg] | |
| Rezistenta specifică a materialului filtrant (pentru m$^2$ suprafaţă) | $V_1$ | $[m/m^2]$ | |

**A. Determinarea constantelor** din ecuaţia filtrării se poate face pe cale grafică sau prin metode analitice.

**1. Metoda analitică**

Se aleg din Tabelul 1, perechi de valori pentru $V_f$ $[m^3/m^2]$ şi τ [s] care se înlocuiesc în una (17) sau alta (18) din ecuaţiile filtrării. Se obţin sisteme de ecuaţii cu două necunoscute de formele:

$$\begin{cases} V_{f1}^2 + 2\cdot C\cdot V_{f1} = K\cdot\tau_1 \\ V_{f2}^2 + 2\cdot C\cdot V_{f2} = K\cdot\tau_2 \end{cases} \quad \text{sau} \quad \begin{cases} a\cdot V_{f1}^2 + b\cdot V_{f1} = \tau_1 \\ a\cdot V_{f2}^2 + b\cdot V_{f2} = \tau_2 \end{cases}$$

Prin rezolvarea sistemelor se obţin: K şi C, respectiv: a şi b.

**2. Metoda grafică**

Prin diferenţierea ecuaţiilor filtrării la Δ p = constant:

$V_f^2 + 2\cdot C\cdot V_f = K\cdot\tau$, sau $a\cdot V_f^2 + b\cdot V_f = \tau$,

rezultă expresiile:

$2\cdot V_f\cdot dV_f + 2\cdot C\cdot dV_f = K\cdot d\tau$, sau $2\cdot a\cdot V_f\cdot dV_f + b\cdot dV_f = d\tau$,

care după o rearanjare potrivită generează expresiile:

$$\frac{d\tau}{dV_f} = \frac{2}{K}\cdot V_f + \frac{2\cdot C}{K} \quad sau \quad \frac{d\tau}{dV_f} = 2\cdot a\cdot V_f + b \qquad (30).$$

Se evidenţiază o dependenţă lineară de tipul y = mx + n, care poate fi utilizată la determinarea coeficienţilor a, b, C şi K. Se trece de la relaţiile diferenţiale la diferenţe finite şi se reprezintă grafic funcţiile (30), înscriind valorile măsurate $\overline{V}_{f1}, \overline{V}_{f2}$ etc. … pe axa absciselor, iar pe axa ordonatelor valorile corespunzătoare pentru: $\Delta\tau_1/\Delta V_{f1}$; $\Delta\tau_2/\Delta V_{f2}$ etc. ....unde: $\overline{V}_{f1} = (V_{fo} + V_{f1})/2$ $\qquad \overline{V}_{f2} = (V_{f1} + V_{f2})/2$

$\Delta\tau_1 = \tau_1 - \tau_0 \qquad \Delta V_{f1} = V_{f1} - V_{fo}$

$\Delta\tau_2 = \tau_2 - \tau_1 \qquad \Delta V_{f2} = V_{f2} - V_{f1}$

Unind punctele se obţine o dreaptă, (vezi şi Fig. 4.4.), în care se regăsesc valorile C şi K, (respectiv a şi b), din ecuaţiile filtrării. Termenul liber, (q = b = 2·C/K) defineşte caracteristica suprafeţei filtrante, iar panta dreptei, (m = tg α = 2·a = 2/K) pe a precipitatului.

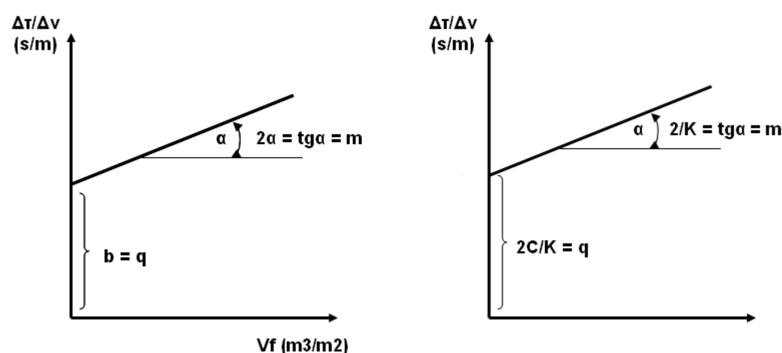



**Fig. 4. 4.** ***Liniarizarea relației generale a filtrării pentru obținerea constantelor de filtrare***

## Filtrarea la presiune constant, date experimentale colectate de pe instalația experimentală

$D_f$ = 52 [mm] Grosimea turtei, precipitatului umed, [mm]

| 6 [mm] | | 5 [mm] | | 4 [mm] | |
|---|---|---|---|---|---|
| 62 [%] | | 65 [%] | | 69 [%] | |
| τ [s] | V [ml] Δh=3 [mm Hg] | τ [s] | V [ml] Δh=40 [mm Hg] | τ [s] | V [ml] Δh=80 [mm Hg] |
| 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| 22 | 50 | 25 | 50 | 32 | 50 |
| 48 | 100 | 78 | 100 | 92 | 100 |
| 112 | 150 | 145 | 150 | 166 | 150 |
| 186 | 200 | 220 | 200 | 260 | 200 |
| 274 | 250 | 306 | 250 | 356 | 250 |
| 368 | 300 | 400 | 300 | 470 | 300 |
| 475 | 350 | 506 | 350 | 590 | 350 |
| 590 | 400 | 616 | 400 | 722 | 400 |
| 714 | 450 | 738 | 450 | 864 | 450 |

(Umiditatea turtei, precipitatului, [%] — header above the percentage row.)

# 5. FLUIDIZAREA

## I. CONSIDERAŢII TEORETICE

Fluidizarea este un procedeu tehnic prin care se conferă materialelor granulare dispersate într-un fluid proprietăţi asemănătoare fluidelor. Utilizarea procedeului de fluidizare în inginerie şi tehnologie este larg răspândită din cauza avantajelor oferite:

- intensitate mare a proceselor ce se petrec în stratul fluidizat;
- pierderi reduse de presiune la aceeaşi viteză comparativ cu cele din strat fix;
- posibilitatea de a lucra în proces continuu sau discontinuu;
- comoditate în adoptarea sistemelor de automatizare, vehiculare comodă a solidelor, posibilitatea reciclării materialului fluid;

Dintre dezavantaje enumerăm:

- energie mare necesară la mărunţirea solidelor;
- debite relativ mari de fluid, (lichid sau gaz), care trebuie vehiculate şi apoi reciclate și apoi desprăfuite la eliminarea în atmosferă.

Dintre utilizările tehnicii stratului fluidizat se amintesc:

**A. Procese fizice:**

**-** Transfer de căldură şi masă între particule şi gaz: uscarea solidelor, răcire, îngheţare, absorbţie, adsorbţie;

**-** Transfer de căldură şi masă între particule – particule şi particule – suprafeţe: granularea pulberilor, acoperirea suprafeţelor, amestecarea sistemelor disperse, transportul hidraulic, filtrarea prafului;

- Transfer de căldură între particule şi suprafeţe: tratarea termică a fibrelor, băi de tratare termică.

**B. Procese chimice:**

**-** Reacţii gaz: gaz cu catalizator solid şi/sau agent termic: cracarea petrolului, fabricarea acrilonitrilului şi anhidridei ftalice, oxidarea compuşilor organici;

- Reacţii gaz–solid: combustia, carbonificarea şi gazeificarea cărbunilor; reacţii de calcinare şi decarbonatare, prăjirea minereurilor, reacţii catalitice diverse.

## II. SCOPUL LUCRĂRII

Construcţia experimentală şi determinările prin măsurători directe pe sistemul experimental conduc la următoarele puncte de interes didactic şi de interpretare:

- cunoaşterea calitativă a fenomenului de fluidizare;
- determinarea experimentală a dependenţelor: $\Delta p_{sf} = \Delta p(w)$; $\varrho_{sf} = \varrho(w)$, $\varepsilon = \varepsilon(w)$;
- verificarea relaţiilor teoretice de calcul a vitezei minime de fluidizare prin compararea cu datele experimentale.

## III. DESCRIEREA INSTALAŢIEI

Instalaţia experimentală esta schiţată în Fig.5. 1. şi se compune dintr-un ventilator (1), care introduce în coloana de fluidizare (5) aer cu debit reglabil prin intermediul şiberului (2) şi măsurat cu tubul Pitot – Prandtl (3) la manometrul (4) etalonat direct în [1/s]. Temperatura aerului poate fi măsurată cu termometrul (6) pentru a se putea determina viscozitatea şi densitatea agentului de fluidizare. La trecerea prin stratul de granule (7), a cărui înălţime poate fi măsurată cu o riglă gradată (8), pierderea de presiune în strat $\Delta p_{tot} = \Delta p_{sf}$ se măsoară cu manometrul diferenţial (9) cuplat deasupra şi dedesubtul stratului. Particulele antrenate din strat sunt separate în ciclonul (10) şi colectate într-un vas (11).

## IV. MODUL DE LUCRU

1. Se verifică integritatea instalaţiei.

2. Se introduce în coloană pulberea fină antrenată şi recuperată din vasul (11) şi se închide coloana.

3. Se porneşte ventilatorul (1) şi se măsoară debitul şi pierderea de presiune în coloană la debitul de agent de fluidizare considerat „0”, adică având şiberul în poziţia „închis”.

4. Se modifică progresiv debitul de aer insuflat cu ajutorul şiberului (2) pornind de la acest debit „0”. Se recomandă ca operarea să se execute astfel încât denivelarea manometrului indicator de debit să se modifice cu aproximativ 5 [mm $H_2O$]. Se notează denivelarea indicatorului de debit, debitul, pierderea de presiune în strat, înălţimea stratului şi temperatura aerului.

5. Se repetă determinările până la debitul maxim al ventilatorului, notându-se debitul la care apar primele granule în vasul (11), (particule antrenate din strat).

6. Determinările se continuă în sens invers, reducând debitul de aer cu acelaşi pas de debit, până la debit „0”.

7. Se opreşte ventilatorul.

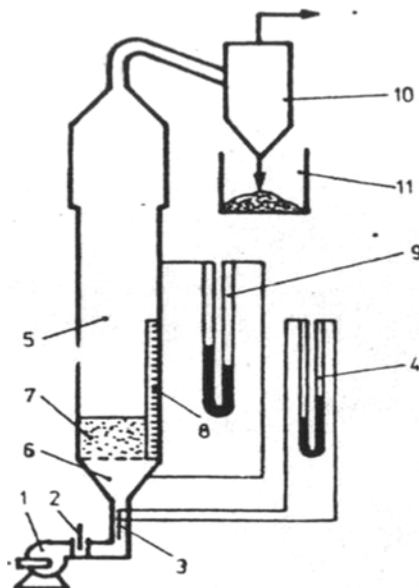



**Fig. 5.1.** *Schiţa instalaţiei experimentale*
***1 - ventilator; 2 - şiber; 3 tub Pitot-Prandtl; 4, 9 - manometre; 5 - coloana de fluidizare; 6 - termometru; 7 - strat de granule; 8 - riglă; 10 - ciclon; 11 - vas de captare***

## V. PRELUCRAREA DATELOR EXPERIMENTALE

Datele măsurate pe instalaţie şi cele calculate se trec în Tab. 1.

**Tab. 1.** *Fluidizarea materialelor solide*

| Nr. crt. | T | $\Delta h_Q$ | $Q_v$ | $\Delta h_{sf}$ | $\Delta p_{sf}$ | $H_{sf}$ | $w_f$ | $\rho_{sf}$ | $\varepsilon_w$ | lgΔp | $lgw_f$ |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| um | [$^0$C] | [mm] | [m$^3$/s] | [mm $H_2O$] | [Pa] | [m] | [m/s] | [kg/m$^3$] | [-] | [-] | [-] |
| 0 | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 |

Prelucrarea datelor se face astfel:

1. Se calculează cu relaţia (5) viteza fictivă $w_f$: $w_f = Q_v/S$ [m/s];

unde: - S este secţiunea transversală a coloanei de fluidizare, $S = (\pi \cdot D^2)/4$; [m$^2$];

- D este diametrul coloanei, [m].

2. Se calculează pierderea de presiune în stratul fluidizat şi coloană cu realaţia:

$$\Delta p_{sf} = \Delta p_{tot} = \varrho_M \cdot g \cdot \Delta h_M; \quad [Pa];$$

în care: - $\varrho_M$ este densitatea lichidului manometric, apă, 1 000 [kg/m$^3$].

3. Se calculează porozitatea stratului fluidizat: $\varepsilon_w = 1 - \frac{H_0}{H_{sf}} \cdot (1 - \varepsilon_0)$;

unde: - $\varepsilon_0$ este porozitatea iniţială a stratului fix, $\varepsilon_0 = 0{,}38$.

4. Se calculează densitatea stratului fluidizat cu relaţia:

$$\varrho_{sf} = M_{sf}/V_{sf} = (\varrho_{gr} \cdot H_0)/H_{sf}; \quad [kg/m^3].$$

5. Se reprezintă grafic: $\Delta p_{sf} = \Delta p(w_f)$; $\varrho_{sf} = \varrho(w_f)$ şi $\varepsilon = \varepsilon(w_f)$ pe acelaşi grafic, trasându-se $\Delta p_{sf} = f(w_f)$ atât la debit crescător cât şi la debit scăzător.

6. Se determină $w_{min}$ de fluidizare teoretică după relaţiile lui Rowe şi Todes şi se compară cu viteza minimă de fluidizare determinată experimental, pe baza graficului $\Delta p_{sf} = f(w_f)$. $w_{min} = 8{,}1 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{(\rho_s - \rho_f) \cdot d_s^2}{\eta_f}$; $\mathrm{Re}_{cr} = \frac{Ar}{1400 + 5{,}22 \cdot \sqrt{Ar}}$;

$$\mathrm{Re}_{cr} = \frac{w_{min} \cdot d_s \cdot \rho_f}{\eta_f}, \qquad \text{iar} \qquad Ar = \frac{d_s^3 \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot \rho_f \cdot g}{\eta_f^2}.$$

**Fluidizarea, date experimentale preluate de pe instalația experimentală**

T aer = 20 [$^0$C]; $\varrho_{grămadă}$ = 800 [kg/m$^3$]; $\varrho_{particulă}$ = 1150 [kg/m$^3$]; $D_{coloană}$ = 74 [mm]

| $H_{sf}$ [mm] | $\Delta h_{sf}$ [mm] | $\Delta h_{debit}$ [mm] | $Q_v$ [m$^3$/s] × 10 $^3$ |
|---|---|---|---|
| 97 | 23 | 23 | 0,28 |
| 97 | 35 | 37 | 0,48 |
| 97 | 44 | 45 | 0,60 |
| 97 | 53 | 55 | 0,74 |
| 150 | 57 | 61 | 0,86 |
| 220 | 61 | 70 | 1,04 |
| 260 | 63 | 80 | 1,28 |
| 290 | 67 | 102 | 2,24 |
| 340 | 68 | 114 | 3,50 |
| 390 | 68 | 117 | 3,86 |
| 420 | 70 | 123 | 4,48 |
| 390 | 68 | 120 | 4,20 |
| 370 | 66 | 110 | 3,20 |
| 330 | 65 | 92 | 1,68 |
| 290 | 63 | 85 | 1,40 |
| 280 | 63 | 75 | 1,14 |
| 240 | 60 | 65 | 0,94 |
| 210 | 59 | 62 | 0,88 |
| 160 | 53 | 58 | 0,80 |
| 94 | 53 | 54 | 0,74 |
| 94 | 43 | 44 | 0,56 |
| 94 | 29 | 29 | 0,38 |

# 6. COEFICIENŢI GLOBALI, (TOTALI), DE TRANSFER TERMIC, (K), ÎN SCHIMBĂTOAARELE DE CĂLDURĂ TUBULARE

## I. CONSIDERAŢII TEORETICE

Schimbătoarele de căldură de tip recuperativ, una din categoriile cele mai importante pentru industria chimică şi nu numai, realizează schimbul termic între fluide separate prin pereţi de diverse geometrii. Calculul şi dimensionarea acestora necesită cunoaşterea caracteristicilor fizice, starea de agregare şi dinamica fluidelor: viteza, sensul de curgere, natura şi geometria peretelui despărţitor, elemente care se regăsesc în mărimea complexă numită **coeficient global** sau **total** de transfer termic, k, [$W/m^{2\cdot 0}K$].

Fie un segment de arie unitară dintr-un perete plan de grosime δ, [m], care separă un fluid cald, (1), cu temperatura $T_1$, [˚C], de altul rece, (2), cu temperatura $T_2$, [˚C], între care are loc schimbul de căldură, Fig.1. Ca mecanism, procesul surprinde 3 etape: transferul prin convecţie de la fluidul cald la perete, trecerea căldurii prin perete, (mecanism conductiv) şi preluarea acesteia de către fluidul rece, de asemenea prin mecanism convectiv. Cantitatea de căldură schimbată între fluide în unitatea de timp: fluxul termic de suprafaţă, încărcarea termică, [$W/m^2$], poate fi redată prin relaţiile echivalente:

$$q_s = \alpha_1 \cdot \Delta T_1 = (\lambda/\delta)\cdot\Delta T_2 = \alpha_2\cdot\Delta T_3 = k\cdot\Delta T \qquad (1).$$

(a) (b) (c) (d)

Termenul (b) este expresia fluxului unitar conductiv transferat prin mecanism molecular prin peretele de grosime δ. Mărimea $\lambda$ este o caracteristică de material a peretelui considerat omogen şi izotrop, numită **coeficient de conductivitate termică,** [$W/m^0K$]. Forţa motrice a procesului conductiv: $\Delta T_2 = T_{p1} - T_{p2}$ este diferenţa temperaturilor pe cele două feţe ale peretelui.

Termenii (a) şi (c) redau legea convecţiei termice în care $\alpha_1$ şi $\alpha_2$ sunt **coeficienţi parţiali de transfer termic convective,** $\alpha$, [$W/m^{2\cdot 0}K$], măsura conductivităţii termice a straturilor limită realizate la interfaţa fluid - perete. Inversul acestei mărimi $1/\alpha = R_{cv}$ reprezintă rezistenţa stratului limită termic la transferul de căldură între fluid şi suprafaţă sau invers.

Ultimul termen, (d), redă **transferul global,** (complex), convectiv - conductiv. Forţa motrice a procesului total este $T_{f1} - T_{f2}$, adică diferenţa temperaturii celor două

fluide. Termenul k este coeficientul global, (total), de transfer termic [$Wm^{2}\cdot{}^{0}K$]. Inversul acestei mărimi 1/k = $R_t$ şi este rezistenţa totală la transferul complex de căldură (convectiv -conductiv), se exprimă în [$m^{2}\cdot{}^{0}K/W$]. Semnificaţia termenilor şi relaţiilor între mărimi reiese din Fig. 6. 1.

**În regim staţionar** $q_s$ = constant şi expresia coeficientului global devine:

$$k_s = \frac{1}{R_t} = \frac{1}{1/\alpha_1 + \delta/\lambda + 1/\alpha_2} = \frac{1}{R_{s1} + R_p + R_{s2}} \qquad (2).$$

În cazul în care peretele este format din mai multe fâşii, (straturi), longitudinale de grosimi: $\delta_1, \delta_2, \ldots \delta_i, \ldots \delta_n$, cu conductivităţi $\lambda_1, \ldots \lambda_i, \ldots \lambda_n$, expresia coeficientului total de transfer termic va fi:

$$k_s = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^{n} \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}} \qquad (3).$$

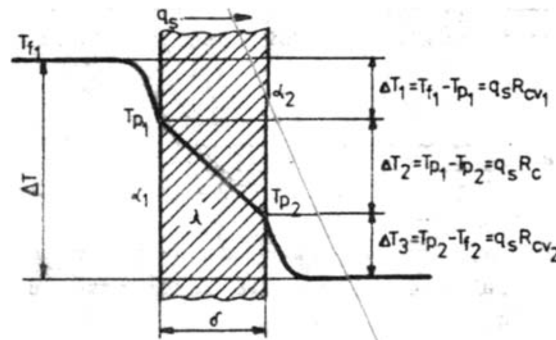



**Fig. 6.1.** ***Rezistenţele specifice la trecerea căldurii printr-un perete***

Dacă aria de transfer, S, [$m^2$], este oarecare, diferită de unitate, atunci cantitatea de căldură, Q, transferată în unitatea de timp: debit sau flux termic, [W], va fi:

$$Q = S \cdot q_s = k_s \cdot S \cdot \Delta T = \frac{S \cdot \Delta T}{R_t} \qquad (4).$$

**Transfer de căldură în sisteme cu temperatură variabilă pe suprafaţă**

În mod obişnuit, fluidele implicate în schimbul de căldură se află în deplasare reciprocă, (curent paralel, mixt sau încrucişat) şi ca urmare a transferului termic, temperatura lor şi a pereţilor în contact va fi variabilă de-a lungul traseului urmat. Variabilă va fi de asemenea, valoarea parametrilor fizici ai fluidelor şi a fluxurilor termice pe diverse segmente ale suprafeţei de transfer. Este situaţia transferului de căldură în regim staţionar la temperaturi variabile în lungul suprafeţelor de schimb termic întâlnită la schimbătoarele de căldură de tip recuperativ.

Variaţia temperaturii agenţilor termici în lungul suprafeţei de schimb de căldură se reprezintă grafic în diagrame T = f(S). În Fig. 6. 2., sunt redate diagramele de temperatură pentru schimbătoare de căldură monofazice, adică cele fără schimbare

de fază a fluidelor, la curgerea paralelă în echi şi contra-curent şi mixtă precum şi pentru schimbătoarele bifazice. Fie un schimbător de căldură de tip ţeavă în ţeavă în care fluidul cald, (1), curge prin ţeava interioară, iar cel rece, (2), prin zona inelară dintre cele două conducte. Sensul reciproc de curgere putem să-l considerăm în echicurent, (Fig. 2a.), regimul de funcţionare fiind continuu, (staţionar). Transferul termic va decurge schematic după diagrama din Fig. 2a, fluidele modificându-şi continuu temperatura de-a lungul peretelui schimbător de căldură, în sens descrescător, (1), respectiv crescător, (2), ajungând în final, (la S tinzând spre infinit), ca ele să fie egale. Fluxul termic, [W], schimbat între fluide prin suprafaţa S este:

$$Q = k_s \cdot S \cdot \Delta T_{med} \; ; \qquad (5),$$

$k_s$ fiind coeficientul total de transfer termic, iar $\Delta T_{med}$ este diferenţa medie de temperatură, adică forţa motrice medie a procesului în ansamblu. Semnificaţia mărimii $\Delta T_{med}$ este de diferenţă de temperatură echivalentă cu a unui sistem în care agenţii termici ar avea pe tot traseul temperatură constanată $T_1$ şi $T_2$, (Fig 6. 2. f) şi ar schimba acelaşi flux termic Q. Diferenţa medie de temperatură se determină diferit pentru aparatele cu curgere paralelă, în echicurent şi în contracurent şi pentru curgere neparalelă, în curent încrucişat şi mixt. Pentru schimb de căldură în curgere paralelă $\Delta T_{med}$ se calculează cu relaţia:

$$\Delta T_{med} = \frac{\Delta T_{max} - \Delta T_{min}}{\ln \frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}}} \qquad (6),$$

în care: - $\Delta T_{max}$ şi $\Delta T_{min}$ este diferenţa maximă şi minimă între temperaturile agenţilor termici la capetele traseului, (Fig. 6.3. şi Fig. 6.4.):

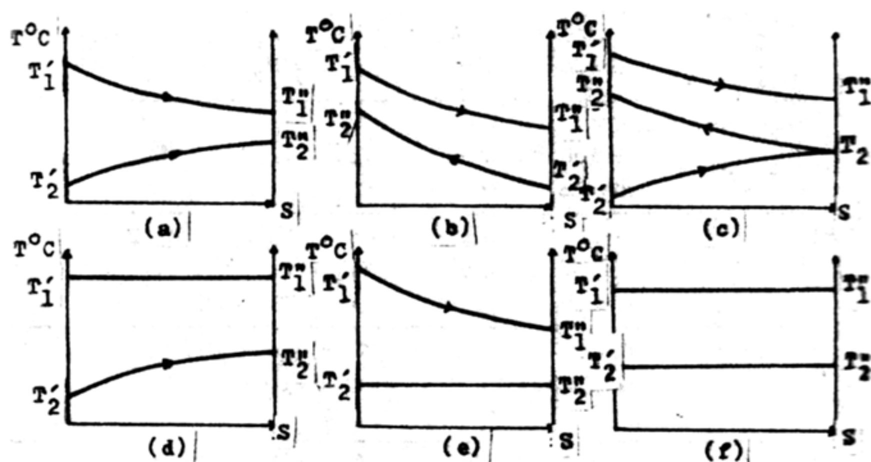



**Fig. 6.2.** *Diagrame termice T = f(S)*
*Schimbătoare de căldură monofazice în (a) echicurent; (b) contracurent; (c) mixt*
*Schimbătoare bifazice, independente de sensul curgerii pentru:*
*(d) condensatoare; (e) fierbătoare; (f) vaporizare - condensare simultană*

### Calculul ΔTmed la schimbul termic staţionar în curent paralel

Trecerea unei cantităţi de căldură, dQ, printr-un element de arie, (de suprafaţă), dS, poate fi evaluată prin **ecuaţiile de bilanţ şi de transfer termic:**

- răcirea fluxului cald = căldura transferată prin perete = încălzirea fluxului rece.

$$dQ = -\eta \cdot G_1 \cdot c_{p1} \cdot dT_1 = k \cdot (T_1 - T_2) \cdot dS = \pm G_2 \cdot c_{p2} \cdot dT_2 \quad (7),$$

sau:

$$dQ = -\eta \cdot W_1 \cdot dT_1 = k \cdot (T_1 - T_2) \cdot dS = \pm W_2 \cdot dT_2 \quad (8),$$

în care: - η este coeficientul de reţinere al căldurii în aparat.

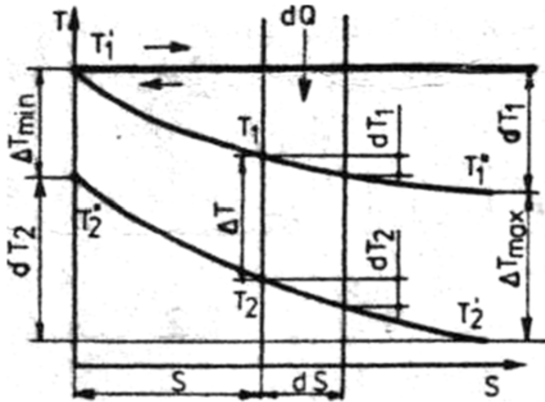



**Fig. 6.3.** *Diagrama termică la curgerea în echicurent*

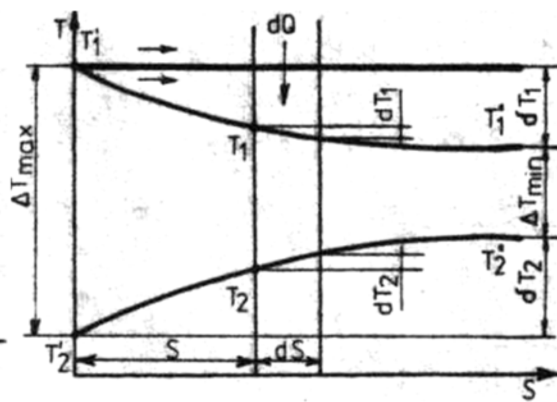



**Fig. 6.4.** *Diagrama termică la curgerea în contracurent*

Presupunând η = 1, $W_1 = G1 \cdot c_{p1}$ şi $W_2 = G_2 c_{p2}$ sunt capacităţile calorice ale fluidelor [W/$^0$K], $G_1$ şi $G_2$ sunt debitele masice, [kg/s], ale agenţilor termici, iar $c_{p1}$ şi $c_{p2}$ este căldura lor specifică, [J/kg·$^0$K]. Semnul negativ al primului termen marchează sensul de pierdere al căldurii, fluidul se răceşte, iar la ultimul, fixează sensul curgerii, (T creşte în sens invers coordonatei S în contracurent, vezi Fig. 6.4. Din termenii de bilanţ, $(-\eta \cdot W_1 \cdot dT_1)$ şi $(\pm W_2 \cdot dT_2)$ ai ecuaţiei (8) se explicitează $dT_1$ şi $dT_2$ iar din Fig.6. 3. şi Fig. 6. 4. reiese că schimbul termic are loc la o forţă motrice egală cu diferenţa acestora:

$$dT_1 - dT_2 = d(T_1 - T_2) = d\Delta T = -dQ \cdot \left(\frac{1}{W_1} \pm \frac{1}{W_2}\right) = -m \cdot dQ \quad (9),$$

în care:

$$m = \left(\frac{1}{W_1} \pm \frac{1}{W_2}\right) = \frac{1}{G_1 \cdot c_{p1}} \pm \frac{1}{G_2 \cdot c_{p2}} \quad (10).$$

Pentru echicurent m = [(1/$W_1$) + (1/$W_2$)], iar pentru contracurent m = [(1/$W_1$ – 1/$W_2$)]. În ultimul caz mărimea m poate fi m > 0, m = 0 sau m < 0, după valoarea absolută a termenilor $W_1$ şi $W_2$. În diagramele de temperatură: T = f(S), valoarea capacităţii termice $W_1$ şi $W_2$ se evidenţiază prin pantele curbelor de temperatură ale celor două fluide, (Fig. 6. 3., Fig. 6. 4.). Situaţia $W_1 = \infty$ corespunde schimbului de căldură însoţit de condensare, schimb bifazic, iar $W_2 = \infty$, corespunde vaporizării.

Din ecuaţia (9) se poate evalua căldura transferată pe întreaga arie de transfer, (pe toată suprafaţă), când temperaturile $T_1$ şi $T_2$ variază de la intrarea în schimbător: $T'_1$, $T'_2$, înspre ieşirea lor: $T''_1$, $T''_2$ prin integrare: $\int_{T_1'-T_1'}^{T_1''-T_2''} d(T_1-T_2) = -m\int_{\circ}^{Q} dQ$, obţinând pentru echicurent, (Fig. 6.3): $(T_1''-T_2'')-(T_2'-T_2') = -m\cdot(Q-0)$ ; sau:

$$Q = -\frac{\Delta T''-\Delta T'}{m} = \frac{\Delta T'-\Delta T''}{m} = \frac{\Delta T_{max}-\Delta T_{min}}{m} \qquad (11).$$

Pe de altă parte, cu termenul mijlociu, $k\cdot(T_1 - T_2)\cdot dS$, din ecuaţia (8) şi relaţia (9) se poate scrie:

$$dQ = k(T_1-T_2)dS = -\frac{d(T_1-T_2)}{m} \qquad (12),$$

sau după separarea variabilelor: $\frac{d(T_1-T_2)}{T_1-T_2} = -m\cdot k\cdot dS$, şi integrare între limitele temperaturilor agenţilor termici la intrare şi la ieşire, respectiv suprafaţă: $S = 0$ şi $S = S$:

$$\int_{T_1'-T_2'}^{T_1''-T_2''} \frac{d\,\Delta T}{\Delta T} = -m\cdot k\cdot\int_{\circ}^{S} dS \qquad \text{rezultă:} \qquad \ln\frac{T_1''-T_2''}{T_1'-T_2'} = -m\cdot k\cdot S \qquad (13),$$

sau în transcriere exponenţială: $\Delta T'' = \Delta T'\cdot\exp(-m\cdot k\cdot S)$, (14),

în care, pentru cazul analizat (echicurent):

$$\Delta T'' = T_1''-T_2'' = \Delta T_{min} \qquad \text{şi} \qquad \Delta T' = T_1'-T_2' = \Delta T_{max}\,.$$

Ecuaţia (14) exprimă variaţia ΔT în lungul suprafeţei de schimb caloric şi implicit a profilului temperaturilor agenţilor termici. Cazurile limită corespund condiţiilor: $S = 0$, când $\Delta T' = \Delta T_{max}$ şi $S = \infty$, când $\Delta T'' = 0$. În orice altă situaţie inclusiv $S/S_0$, este posibil calculul temperaturilor pentru o arie dată sau invers:

$$\Delta T = T_1 - T_2 = \Delta T'\cdot\exp(-m\cdot k\cdot S), \qquad (15).$$

Substituind m între relaţiile (13) şi (14) se ajunge la expresia şi la definirea diferenţei medii logaritmice de temperatură, $\Delta T_{med}$:

$$Q = \frac{\Delta T'-\Delta T''}{m} = \frac{\Delta T'-\Delta T''}{-\ln\frac{\Delta T''}{\Delta T'}}\cdot k\cdot S = k\cdot S\cdot\frac{\Delta T'-\Delta T''}{\ln\frac{\Delta T''}{\Delta T'}} = k\cdot S\cdot\Delta T_{med} \quad , \qquad (16),$$

în care raportul:

$$\frac{\Delta T'-\Delta T''}{\ln\frac{\Delta T''}{\Delta T'}} = \frac{\Delta T_{max}-\Delta T_{min}}{\ln\left(\Delta T_{max}/\Delta T_{min}\right)} = \Delta T_{med} \qquad (17).$$

este diferenţa de temperatură medie logaritmică. Relaţia (17) se aplică şi pentru circulaţia în contracurent, Fig. 6. 4. Se cuvine menţionat că pentru aceleaşi condiţii de operare: debite, arie, temperaturi ale agenţilor termici, $\Delta T_{med}$ contracurent > $\Delta T_{med}$ echicurent, adică rezultă o suprafaţă mai mică pentru acelaşi flux termic,Q, ori fluxuri mai mari pentru circulaţia în contracurent la arii egale, respectiv $Q_{cc} > Q_{echi.}$

**II. SCOPUL LUCRĂRII**

Constă în:
- determinarea coeficientului global de transfer de căldură;
- stabilirea variaţiei coeficientului global de transfer de căldură, k, cu:
- debitul de fluid cald sau rece;
- temperatura de intrare a fluidului cald;
- variaţia grafică a temperaturilor în lungul schimbătorului pentru cele două fluide.

Variantele de lucru se pot realiza în echicurent sau în contracurent.

**III. DESCRIEREA INSTALAŢIEI**

Schiţa instalaţiei este prezentată în Fig.6. 5. Schimbătorul de căldură constă din două ţevi coaxiale. Termostatul asigură apă caldă încălzită la temperatură constantă. Debitele de apă se măsoară cu rotametrele (2) iar regalarea lor se face cu robinetele (4). Temperatura se măsoară cu ajutorul termometrelor (3). Reglarea temperaturii apei la termostat se face cu ajutorul termometrului indicator-regulator. Circulaţia se poate asigura în echicurent sau contracurent.

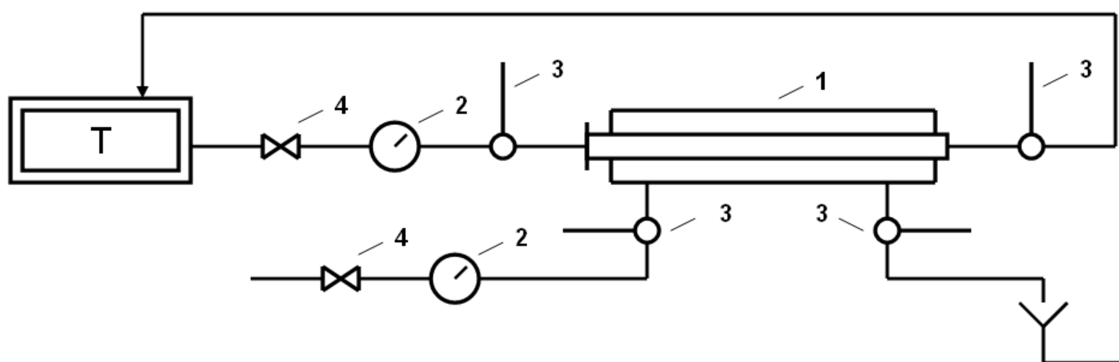



**Fig. 6.5.** ***Schema instalaţiei experimentale***
***T - termostat; 1 - schimbător de căldură; 2 - debitmetre;***
***3 - termometre; 4 – robinet de reglare.***

**IV. MODUL DE LUCRU**

**a). Variaţia coeficientului de transfer termic cu debitul apei calde**

Se verifică etanşeitatea instalaţiei, funcţionarea termostatului şi rotametrelor, după care se dă drumul la termostat, reglând temperatura la valoarea alesă pentru circuitul cald. Se recomandă pentru apă caldă domeniul de lucru între 60-80 [$^0$C]. Se fixează debitele pentru fluidul cald şi cel rece. Debitul de apă caldă se fixează iniţial la o valoare minimă. Se urmăreşte atingerea regimului staţionar având grijă ca debitul celor două fluide şi temperaturile de intrare să fie constante. Se consideră atins regimul staţionar când temperatura termometrelor rămâne constantă timp de 5-10 minute.

Se trece apoi la efectuarea următoarelor determinări cu debit mărit al fluidului cald, respectând acelaşi mod de lucru. (Debitul de apă caldă se modifică la o valoare medie şi una mare).

**b) Variaţia coeficientului de transfer termic cu temperatura fluidului cald**

Se fixează debitul celor două fluide şi sensul de circulaţie ales, echicurent sau contracurent.

Se fixează temperatura apei calde prin regalarea termometrului regulator-indicator. După atingerea regimului staţionar se notează debitele fluidelor şi temperaturile indicate la termometre. Se repetă determinările la temperaturi mai mari. (Se efectuează minimum 3 determinări).

## V. ÎNREGISTRAREA DATELOR EXPERIMENTALE

În Tab. 1 se vor trece datele obţinute experimental şi cele calculate.

| Nr crt | G1 (cald) | $G_2$ (rece) | $T_{ci}$ | $T_{ce}$ | $T_{ri}$ | $T_{re}$ | $\Delta T_{med}$ | k |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| UM | [kg/s] | [kg/s] | [$^0$C] | [0C] | [$^0$C] | [$^0$C] | [$^0$C] | [W/m$^{2 \cdot 0}$K] |
| 0 | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 |

## VI. PRELUCRAREA DATELOR EXPERIMENTALE

1. După completarea tabelului cu date experimentale se reprezintă grafic diagrama termică: variaţia temperaturii pe lungimea schimbătorului.

2. Se calculează fluxurile termice $Q_1$ și $Q_2$: $Q_i = m_i \cdot c_{p\,i} \cdot \Delta T_i$ [W],

unde: - $m_i$ este debitul masic de apă caldă sau rece, [kg/s];

- $c_{p\,i}$ este căldura specifică a apei, 4185 [J/kg $^0$K];

- $\Delta T_i$ este diferenţa de temperatură a apei calde şi reci: $\Delta T = T_{intrare} - T_{ieşire}$

3. Se calculează aria de transfer termic S: $S = \pi \cdot d \cdot l$ [m$^2$].

unde: - d este diametrul mediu al ţevii interioare, [m];

- l este lungimea schimbătorului, [m].

4. se determină din diagrama termică diferenţa medie logaritmică de temperatură, $\Delta T_{med}$, [$^0$K].

5. Se calculează coeficientul global de transfer termic, k, [W/m$^{2 \cdot 0}$K].

**K în regim staţionar, date experimentale de pe instalațiile de laborator**

1.

| $Q_{vc}$ [l/h] | $Q_{vr}$ [100 ml/τ] | $T_{ci}$[$^0$C] | $T_{ce}$[$^0$C] | $T_{c1}$[$^0$C] | $T_{c2}$[$^0$C] | $T_{c3}$[$^0$C] | $T_{c4}$[$^0$C] | $T_{c5}$[$^0$C] | $T_{c6}$[$^0$C] | $T_{ri}$[$^0$C] | $T_{re}$[$^0$C] |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 72 | 16 | 32 | 19 | 16 | 16 | 16 | 15 | 15 | 15 | 15 | 18 |
| 72 | 35 | 47 | 31 | 19 | 18 | 17 | 17 | 16 | 16 | 15 | 21 |
| 72 | 70 | 51 | 35 | 21 | 21 | 20 | 19 | 18 | 17 | 16 | 23 |

2.

| $Q_{vc}$ [l/h] | $Q_{vr}$ [l/h] | $T_{ci}$[$^0$C] | $T_{ce}$[$^0$C] | $T_{c1}$[$^0$C] | $T_{c2}$[$^0$C] | $T_{c3}$[$^0$C] | $T_{c4}$[$^0$C] | $T_{c5}$[$^0$C] | $T_{c6}$[$^0$C] | $T_{ri}$[$^0$C] | $T_{re}$[$^0$C] |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 55 | 21,95 | 52 | 35 | 14 | 17 | 18 | 20 | 22 | 25 | 14 | |
| 59 | 21,95 | 52 | 35 | 14 | 16 | 17 | 20 | 22 | 25 | 14 | |
| 70 | 21,95 | 52 | 35 | 14 | 17 | 18 | 19 | 22 | 26 | 14 | |

# 7. TRANSFER DE CĂLDURĂ ÎN SISTEME BIFAZICE

## I. CONSIDERAŢII TEORETICE

**Fierberea** este definită ca trecerea unui lichid în stare de vapori prin absorbţie de căldură latentă la temperatura şi presiunea de saturaţie. Fiind vorba de trecerea unui lichid în stare de vapori, fierberea este posibilă pe tot intervalul de existenţă al sistemelor bifazice lichid-vapori, adică între punctul triplu şi punctul critic al substanţei. Transferul termic la fierberea lichidelor a fost intens studiat din cauza importanţei deosebite pe care îl are acest fenomen în prectica zilnică, dar mai ales în tehnică şi datorită multitudinii de situaţii în care se manifestă din punct de vedere al geometriei spaţiului în care are loc fierberea; naturii lichidelor care pot fi supuse fierberii şi diversităţii de factori de influenţă asupra fenomenului. Transferul căldurii de la suprafaţa peretelui cald la lichidul în fierbere este caracterizat prin coeficientul parţial de transfer termic la fierbere, $\alpha_f$, coeficient ce cumulează toţi factorii ce pot influenţa fierberea. Forţa motrice a transferului de căldură este diferenţa între temperatura peretelui şi temperatura lichidului. În funcţie de valoarea forţei motrice se modifică atât fluxul termic unitar, q, cât şi coeficientul parţial de transfer termic la fierbere, $\alpha_f$.

La diferenţe mici de temperatură între perete şi fluid, (0 - 2,5 [°C]), căldura se transmite datorită curenţilor de convecţie ce apar datorită micilor modificări a

proprietăţilor fizico-chimice ale lichidului, fierberea fiind puţin intensă, la fel şi amestecarea lichidului în vas. În acest domeniu, fluxul termic, q, [W], este proporţional cu forţa motrice la puterea 5/4, $q \approx \Delta T^{5/4}$.

La diferenţe ceva mai mari de temperatură între peretele încălzitor şi lichidul în fierbere, (2,5 - 6 [°C]), de pe perete se desprind bule mici de vapori care urcă spre suprafaţa liberă. Întâlnind straturi cu lichid ceva mai rece, chiar cu câteva zecimi de grad, unele din aceste bule pot condensa în masa de lichid, altele vor ajunge la suprafaţă. Datorită mişcării lor în masa de lichid, se vor intensifica curenţii de convecţie în masa de lichid. Fluxul termic în acest domeniu al fierberii, numit „fierbere cu bule neintensivă", este proporţional cu $\Delta T^{n}$, $n \in [2 \div 5]$, ($q \approx \Delta T^{n}$). Bulele de vapori se formează pe aşa zisele „centre de nucleaţie", puncte de pe perete de schimb termic care favorizează concentrarea liniilor de câmp termic şi unde sarcina termică locală este mai intensă. Aceste centre de nucleaţie pot fi asperităţi de pe perete, zgârieturi, granule de nisip, urme de gaze dizolvate în lichid, impurităţi. Existenţa centrelor de nucleaţie uşurează formarea bulelor de vapori, desprinderea şi circulaţia lor în masa de lichid, deci fierberea şi transferul de căldură în timpul procesului, aşa încât de cele mai multe ori se doreşte prezenţa lor, lucru realizabil prin crearea de rugozităţi artificiale pe suprafeţele de schimb termic, agitarea mecanică sau mai prozaic, prin introducerea de bucăţele de porţelan poros în lichidul rece. Bucăţelele fie conţin aer absorbit în pori, gaz care se desoarbe formând o circulaţie locală mai intensă a lichidului, fie prin prezenţa asperităţilor şi a muchiilor formează puncte concentratoare de linii de câmp termic, ce intensifică la scară microscopică transferul termic.

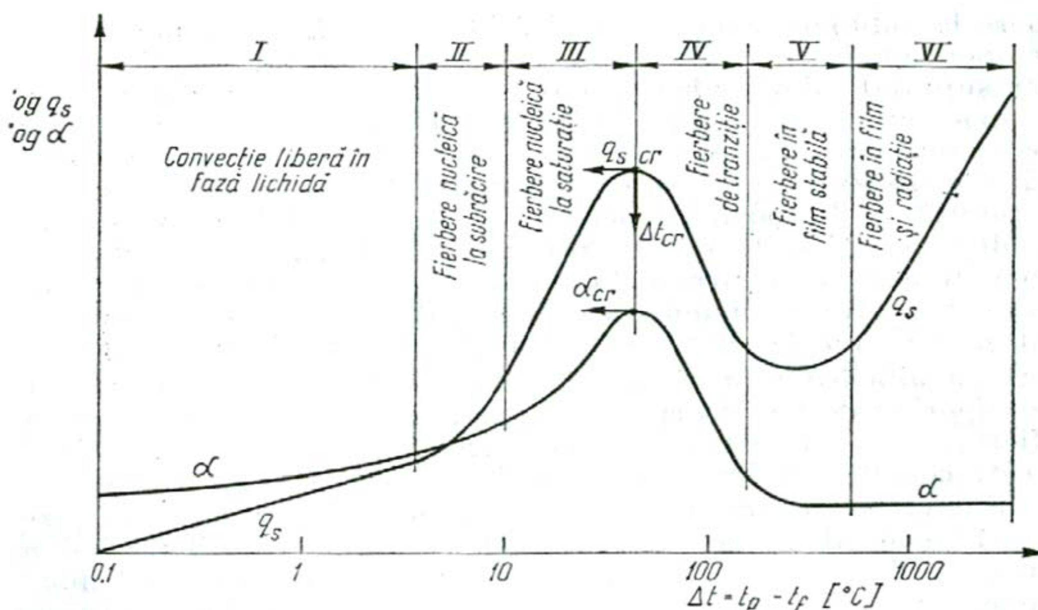



**Fig. 7. 1.** ***Diagrama de fierbere, (diagrama Nukiyama) [5]***

La diferenţe mai mari de temperatură, (36 - 222 [°C]), între perete şi fluid, bulele de vapori care se formează la peretele de schimb termic tind să se contopească. La diferenţe de temperatură şi mai mari, (6 - 36 [°C]), între perete şi lichid, fluxul termic transmis lichidului este suficient de mare încât centrele de nucleaţie să apară şi în masa de lichid supraîncălzit, generând o „fierbere în bule intensivă", domeniul în care mişcarea bulelor de vapori  dezvoltă o amestecare intensă în masa de lichid. Este domeniul fierberii cel mai utilizat în tehnică, fluxurile termice transmise fiind mari iar coeficientul de transfer termic, $\alpha_f$, are şi el o valoare ridicată.formând o peliculă de vapori pe care apasă masa lichidului. Aceasta peliculă de vapori este nestabilă, fiind ruptă de masa de lichid şi când lichidul atinge suprafaţa fierbinte a peretelui se formează brusc noi cantităţi de vapori, care printr-un proces dinamic variabil poate măcar parţial susţine lichidul pe pelicula de vapori. Este domeniul fierberii peliculare nestabile. Cu cât pelicula de vapori e mai groasă şi mai stabilă datorită creşterii forţei motrice a transferului, $\Delta T$ și a fluxului termic, q, cu atât coeficientul parţial de transfer, $\alpha_f$ este mai mic. Reducerea coeficientului parţial de transfer apare din cauza schimbării stării de agregare a materialului din apropierea peretelui, de la lichid compact la gaz, astfel că se modifică semnificativ proprietăţile fizico - chimice a bazei materiale pentru transportul termic prin pelicula de vapori de lângă peretele fierbinte.

Utilizarea unui asemenea domeniu în practica tehnologică nu este economică şi nici recomandată, deoarece simultan cu reducerea fluxului termic preluat de masa de material în fierbere, excesul de căldură se acumulează în perete, fapt care duce la creşterea constantă a temperaturii sale, provocând astfel un efect tip „cascadă", care generează noi cantităţi de vapori ce duc la creşterea peliculei de vapori prin scăderea cantităţii de lichid. S-a constatat că între limitele unei diferenţe de temperatură dintre lichid şi perete cuprinse între 222-555 [$^0$C] există un echilibru între masa de lichid şi de vapori, pelicula de vapori suportând greutatea lichidului. Este domeniul fierberii peliculare. La forţe motrice mai ridicate de 555 [°C] începe să devină importantă participarea radiaţiei termice, atât fluxul termic transmis cât şi cel preluat de lichid crescând pe baza schimbării de mecanism de transport, dar $\alpha_f$ nu creşte în aceeaşi măsură. Este domeniul fierberii la radiaţie. Această descriere a procesului de fierbere şi limitele valorilor termice pot fi influenţate de o serie de factori: natura, gradul de curăţenie şi rugozitatea suprafeţei de schimb termic, natura, cantitatea şi concentraţia lichidului supus fierberii, prezenţa unor substanţe auxiliare, tensioactive în special, presiunea la care are loc fierberea, design-ul spaţiului de fierbere etc.

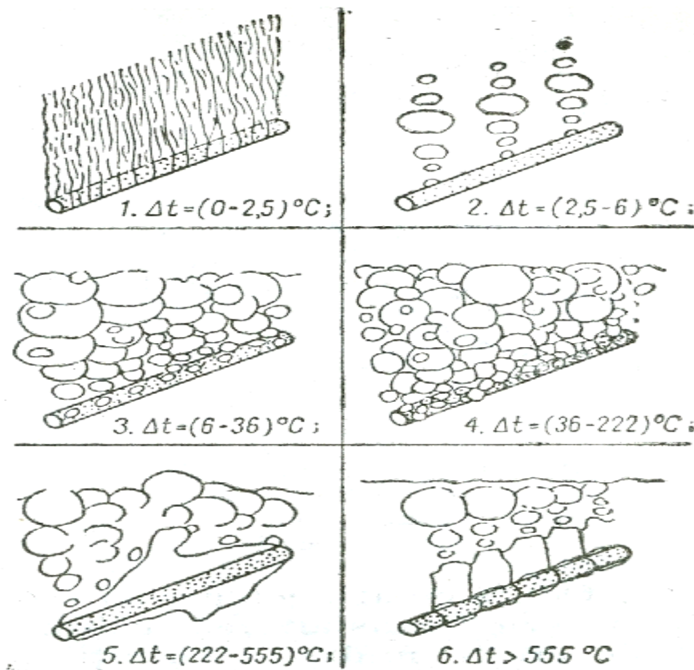



**Fig. 7.2.** ***Aspectul amestecului lichid-vapori pentru regimurile de fierbere [6]***

Geometria şi forma spaţiului în care fierbe lichidul are influenţă asupra aspectului fierberii şi limitelor de temperatură între care apar, dar domeniile fierberii sunt practic identice cu fiereberea în volum mare.

**II. RELAŢII DE CALCUL**

Pentru perioada de **încălzire** a lichidului de la temperatura iniţială la punctul de fierbere, cantitatea de căldură necesară se poate determina cu relaţia de calcul a **căldurii sensibile**, adică a **variaţiei energiei interne**:

$$Q_{\hat{i}nc} = m_{ap\check{a}} \cdot c_{p\ ap\check{a}} \cdot \Delta T_{ap\check{a}} = m_{ap\check{a}} \cdot c_{p\ ap\check{a}} \cdot (T_{fierbere} - T_{ini\c{t}ial}), \qquad [J],$$

unde: - $m_{apă}$ este cantitatea de apă supusă încălzirii, [kg];

- $c_{p\ apă}$ este căldura specifică a apei, 4185 [J/kg·$^0$K];
- $\Delta T_{apă}$ este diferenţa de temperatură între cea de fierbere şi cea iniţială, [$^0$K] sau [$^0$C].

Pentru perioada de **fierbere**, cantitatea de căldură necesară vaporizării apei se determină din **căldura latentă** absorbită:

$$Q_{vap} = m_{vap} \cdot r_{vap}, \qquad [J];$$

unde: - $m_{vap}$ este cantitatea de apă vaporizată, egală cu cea de vapori formaţi, [kg];

- $r_{vap}$ este căldura latentă specifică de vaporizare, [J/kg].

Pentru perioada de **răcire** a lichidului de la temperatura de fierbere la cea finală, cantitatea de căldură eliminată se poate determina tot cu relaţia de calcul a **căldurii sensibile**, adică a **variaţiei energiei interne**:

$Q_{\text{răc}} = m_{\text{apă rămasă}} \cdot c_{p\ \text{apă}} \cdot \Delta T_{\text{apă}} = m_{\text{apă}} \cdot c_{p\ \text{apă}} \cdot (T_{\text{fierbere}} - T_{\text{final}})$, [J],

unde: - $m_{\text{apă}}$ este cantitatea de apă rămasă după fierbere, care se răceşte, [kg];

- $c_{p\ \text{apă}}$ este căldura specifică a apei, 4185 [J/kg·⁰K];

- $\Delta T_{\text{apă}}$ este diferenţa de temperatură între cea de fierbere şi cea finală, [⁰K] sau [⁰C].

**Puterea termică** necesară perioadei de încălzire a apei se determină cu relaţia:

$P_{\text{înc}} = Q_{\text{înc}}/\tau_{\text{înc}}$ [W],

iar randamentul termic este: $\eta = Q_{\text{înc}}/Q_{\text{efectiv}}$ [%].

Pentru perioada de vaporizare: $P_{\text{vap}} = Q_{\text{vap}}/\tau_{\text{fierbere}}$ [W],

iar randamentul termic: $\eta = Q_{\text{vap}}/Q_{\text{efectiv}}$ [%].

Bilanţul termic pentru întreg procesul de încălzire, fierbere şi răcire se determină din relaţiile generale de calcul: $Q_{\text{cedat}} = Q_{\text{transferat}} = Q_{\text{primit}} + Q_{\text{pierdut total}}$;

În această relaţie $Q_{\text{cedat}}$ reprezintă cantitatea de căldură necesară pentru încălzirea şi fierberea lichidului: $Q_{\text{cedat}} = Q_{\text{primit}} = Q_{\text{înc}} + Q_{\text{vap}} + Q_{\text{pierdut}}$.

## III. SCOPUL LUCRĂRII

Construcţia experimentală şi determinările prin măsurători directe conduc la următoarele puncte de interes didactic şi de interpretare:

- observarea vizuală a procesului de încălzire şi de fierbere a apei la presiune atmosferică;
- observarea regimurilor de fierbere;
- determinarea experimentală a coeficientului total de transfer termic la încălzirea şi fierberea în regim cvasistaţionar;
- determinarea experimentală a variaţiei temperaturii unui lichid care se încălzeşte, fierbe şi se răceşte la presiune atmosferică.
- formarea unui model matematic pentru descrierea procesului de încălzire, fierbere şi răcire a unui lichid.
- decelarea comportării sistemelor izolate sau neizolate termic.

## IV. DESCRIEREA INSTALAŢIEI EXPERIMENTALE

Instalaţia de laborator este prezentată în Fig. 7.3. Ea este formată dintr-un sistem de două vase identice care conţin aceeaşi cantitate de apă. Unul dintre vase este izolat termic, celălalt nu. În vase sunt imersate rezistenţe electrice având aceeaşi putere şi termometre pentru măsurarea temperaturii.

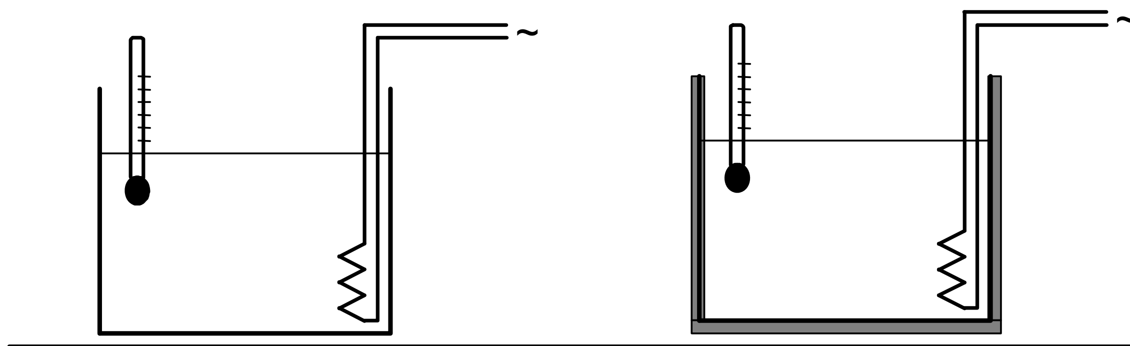


**Fig. 7.3.** ***Schema instalaţiei experimentale***

## V. MODUL DE LUCRU

1. Se introduc în vasele de lucru cantităţi măsurate şi egale de apă.

2. Se măsoară diametrul interior şi înălţimea apei din vas.

3. Se introduce în priză sistemul de încălzire şi se măsoară temperatura apei din timp în timp, de exemplu din minut în minut sau intervale mai mici. Se notează valorile măsurate într-un tabel temperatură-timp.

4. După atingerea punctului de fierbere, se continuă măsurătorile încă 5-10 minute, se întrerupe încălzirea, dar se continuă prelevarea datelor încă o perioadă de timp de 15-25 minute, apoi se măsoară înălţimea stratului de apă rămasă.

## VI. PRELUCRAREA DATELOR EXPERIMENTALE

Datele experimentale se prelucrează astfel:

**Tab. 1.** ***Transferul de căldură în sisteme bifazice***

| Nr. crt. | Timp [min] | Temp [$^0$C] | $Q_{mom}$ [J] | $P_{mom}$ [W] | η [%] | $K_{mom}$ [Wm$^2$ $^0$K] | $Q_{piereri}$ [J] | $K_{pierderi}$ [Wm$^2$ $^0$K] |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 0 | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 |
| 1 | | | | | | | | |

- pentru perioada de încălzire: $Q_{mom} = Q_{înc} = m_{apă} \cdot c_{p\ apă} \cdot \Delta T_{apă} = m_{apă} \cdot c_{p\ apă} \cdot (T_{i+1} - T_i)$;

- pentru perioada de vaporizare, (fierbere): $Q_{mom} = Q_{vap} = m_{vap} \cdot r_{vap} / \tau_{fierbere}$ ;

- pentru perioada de răcire:

$$Q_{mom} = Q_{răc} = m_{apă\ rămasă} \cdot c_{p\ apă} \cdot \Delta T_{apă} = m_{apă\ rămasă} \cdot c_{p\ apă} \cdot (T_i - T_{i+1});$$

$$P_{momentan} = Q_{mom} / (60 \cdot \Delta\tau); \qquad \eta = P_{mom} / P_{efectiv} ;$$

$$K_{mom} = Q_{mom} / (A \cdot \Delta T \cdot \Delta\tau);$$

$A = \pi \cdot d \cdot l$; d = diametrul încălzitorului, [m]; l = lungimea încălzitorului [m].

- pentru perioada de încălzire: $\Delta T = T_{încălzitor} - (T_{i+1} + T_i)/2$;
- pentru perioada de fierbere: $\Delta T = T_{încălzitor} - T_{fierbere}$ ;
- pentru perioada de răcire.

$$Q_{pierderi} = Q_{răc} = m_{apă\ rămasă} \cdot c_{p\ apă} \cdot \Delta T_{apă} = m_{apă\ rămasă} \cdot c_{p\ apă} \cdot (T_i - T_{i+1});$$

$$K_{pierderi} = Q_{pierderi} / (A_{vas} \cdot \Delta T \cdot \Delta\tau);$$

$A = \pi \cdot D \cdot H$; D = diametrul vasului, [m]; H = înălţimea vasului [m].

$$\Delta T = [(T_i + T_{i+1})/2] - T_{aer\ din\ sală};$$

Se reprezintă grafic:
- variaţia temperatură - timp;
- variaţia căldură momentană - timp;
- pierderea de căldură - timp.
- variaţia puterii momentană - timp;
- variaţia randament - timp;
- variaţia coeficientului total de transfer - timp;
- variaţia coeficientului total de transfer termic exterior - timp.

Graficele se vor executa pentru cele două vase: cel izolat şi cel neizolat simultan pentru evidenţierea diferenţelor valorice.

## 8. USCAREA

### I. CONSIDERAŢII TEORETICE

Uscarea este operaţia unitară de transfer bazată pe difuziunea lichidului dintr-o mixtură solidă înspre aerul atmosferic. În studiul ingineriei uscarea intervine în faza de depozitare a solidelor. Datorită specificului obiectului de studiu al ingineriei, agentul de uscare este aerul atmosferic mai foarte rar alte gaze, iar de multe ori materialul uscat este turta rezultată de la filtrare sau cristalele separate din soluția mumă. Din această cauză, din punct de vedere tehnologic există puţine opţiuni în eficientizarea operaţiilor. Din punctul de vedere al utilizării surselor alternative de energie, uscarea este o fază principală în lanţul tehnologic.

### II. SCOPUL LUCRĂRII

Construcţia experimentală şi determinările prin măsurători directe conduc la următoarele puncte de interes didactic şi de interpretare:

- ridicarea experimentală a curbelor de uscare pentru diferite materiale;
- determinarea punctelor critice pentru uscarea materialelor;
- determinarea vitezei de uscare a materialelor.

## III. DESCRIEREA INSTALAŢIEI

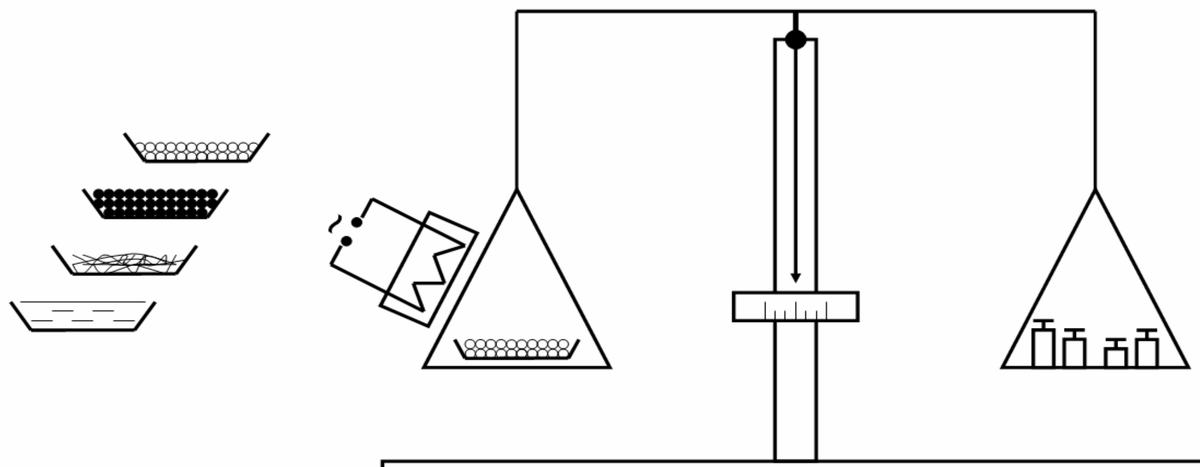


**Fig. 8.1.** *Schema instalaţiei experimentale*

Instalaţia experimentală este compusă dintr-o balanţă şi un sistem de încălzire dirijat înspre materialul supus uscării. Balanţa este destinată măsurării cantităţii de apă îndepărtată în timp din materialul umed, aparatura auxiliară măsurând parametrii aerului care usucă materialul şi temperatura acestuia

## IV. MODUL DE LUCRU

1. Pe talerul de sub sistemul de încălzire se plasează materialul supus uscării, de exemplu nisip. Se cântăreşte masa de solid „uscat”, peste care se adaugă o cantitate de apă măsurată, astfel ca întreaga masă de material să fie complet acoperită de lichid.

2. Se măsoară diametrul tăvii cu material.

3. Se echilibrează balanţa şi se porneşte sistemul de încălzire.

4. Se porneşte cronometrul şi se măsoară timpul în care se elimină cantităţi egale de umiditate, de exemplu 0,5 [g] sau 1 [g]. Procedura se continuă până la valoarea constantă a masei materialului.

5. Se măsoară temperatura aerului în timpul uscării.

## V. PRELUCRAREA DATELOR EXPERIMENTALE

Datele experimentale se trec într-un tabel asemănător celui de mai jos:

| Nr. crt | Masa probei [g] | Timp [min] | Δ Timp [s] | Temp [$^0$C] | Vit de usc [kg/m2·s] | Umid [kg/kg] |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 0 | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 |
| 1 | | | | | | |

1 - Se determină umiditatea iniţială, $u_i$, a probei din datele măsurate pe proba plasată în etuvă. (De regulă această valoare este furnizată de îndrumătorul lucrării, timpul lung de determinare a acestui parametru face practic imposibilă determinarea sa în timpul alocat efectuării lucrării.) $u_{inițial} = ((m_i - m_f)/m_f) \times 100$, [%],

- $m_i$ este cantitatea iniţială a probei din etuvă, [g];
- $m_f$ este cantitatea finală a probei din etuvă, [g].

2 - Se calculează umiditatea momentană din proba experimentală pentru timpii măsuraţi: $u_{momentan} = [(b + (a \times u_{inițial}/100)/(a \times (1 - u_{inițial}/100))]$;

unde: - b este cantitatea de apă existentă în fiecare moment măsurat, [kg];
- a este cantitatea de material experimental în lucru, [kg];

3 - Viteza de uscare se determină din relaţia de definiţie: este debitul unitar de apă evaporată: $w_{uscare} = \Delta u/(A \cdot \Delta\tau)$, [kg/m²s],

unde: - A este aria, (suprafaţa) materialului supus uscării, [m²].

4 - Se trasează curbele caracteristice procesului de uscare:
- curba de uscare: umiditate-timp;
- curba vitezei de uscare: viteza specifică de uscare-timp;

5 - Se citesc şi se marchează punctele caracteristice uscării.

6 - Se determină constantele de uscare pentru fiecare perioadă caracteristică precum şi a coeficientului de difuziune internă utilizând relaţiile lor de definiţie.

**Uscarea: Date experimentale prelevate de pe instalația experimentală a uscării**

Diametrul tăvii cu material: $D_t$ = 176 [mm]; Masa de solid: 125 [g];

Temperatura de uscare. 72 [$^0$C];

| | | | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| g [g] | 125 | 124,5 | 124 | 123,5 | 123 | 122,5 | 122 | 121,5 | 121 | 120,5 | 120 |
| τ [min] | 0 | 6 | 12 | 19 | 28 | 37 | 49 | 65 | 84 | 113 | 158 |
| g [g] | 119,5 | 119 | 118,5 | 118 | | | | | | | |
| τ [min] | 211 | 266 | 319 | 382 | | | | | | | |

# BIOFERMENTAŢIA MATERIALELOR ORGANICE

## I. CONSIDERAŢII TEORETICE

Consideraţiile fenomenologice, biologice şi cele legate de derularea procesului de fermentare sunt prezentate pe larg în [43, p. 153-165, 48, p. 133-142], inclusiv determinarea constantelor de viteză a bioreacției.

## II. SCOPUL LUCRĂRII

Instalaţia experimentală şi modul de lucru sunt destinate urmăririi unei reacţii biochimice anaerobe de descompunere a glucidelor la bioxid de carbon şi alcool etilic prin intermediul drojdiei de bere, Saccharomyces Cerevisiae. Scopul şi obiectivele lucrării sunt multiple şi pot fi adaptate şi altor substraturi sau suşe iniţiale, (inoculuiri). O posibilă variantă de lucru este prezentată în tabelul de la finalul lucrării.

- urmărirea derulării reacţiei anaerobe între zahăr şi drojdia de bere;
- determinarea vitezei de reacţie globală între substrat, zahăr şi drojdii;
- determinarea constantelor de viteză a reacţiei biochimice;
- studiul influenţei parametrilor de operare asupra bioreacţiei: concentraţia substratului şi a drojdilor, temperatură, grad de agitare, adausul de nutrienţi şi concentraţia acestora.

## III. DESCRIEREA INSTALAŢIEI

Instalația experimentală prezentată schematic în Fig.1. și are drept componentă principală bioreactorul, (1), un balon de sticlă cu şlif în care se introduce masa de reacţie și se derulează procesul. Balonul poate fi plasat într-o baie termostatată, (2), pentru un control riguros al temperaturii. Un agitator magnetic, (3), asigură omogenizarea masei de reacţie prin intermediul amestecătorului, (4). Gazele degajate din bioreacţie sunt captate într-o biuretă gradată, (5), cuplată la un vas de nivel constant (6). Prin deplasarea pe verticală a vasului cu lichid, (6), se menţine şi presiunea constantă în sistem, presiune verificată faţă de cea atmosferică prin intermediul manometrului diferenţial deschis, (7). Un robinet cu trei căi, (8), permite echilibrarea presiunii din interior şi exterior în momentele de manevrare a materialelor sau în cazul determinărilor cu degajări masive de gaze.

**IV. MODUL DE LUCRU**

1 - Se verifică prezenţa în manometrul diferenţial a lichidului manometric, apă;

2 - Se verifică poziţia „închis”, „deschis” pe diferitele direcţii ale robinetului cu trei căi;

3 - Se verifică lipsa particulelor solide pe şliful aparatului şi prezenţa agentului de etanşare, (agentul de ungere), pe acesta. Şliful trebuie uns cu un strat foarte subţire de lubrifiant, pe toată suprafaţa sa exterioară şi interioară;

4 - Se verifică prezenţa sistemului elastic de compactare, de siguranţă şi reţinere a şlifului şi dacă este cazul, constanţa temperaturii în baia de apă;

5 - Se ridică vasul de nivel constant, (6), până la o valoare iniţială minimă a nivelului în biureta gradată, valoare ce coincide cu nivelul iniţial, $V_i$ [ml], care se notează;

6 - Se plasează robinetul cu trei căi astfel încât toate căile să fie libere în raport cu aerul atmosferic;

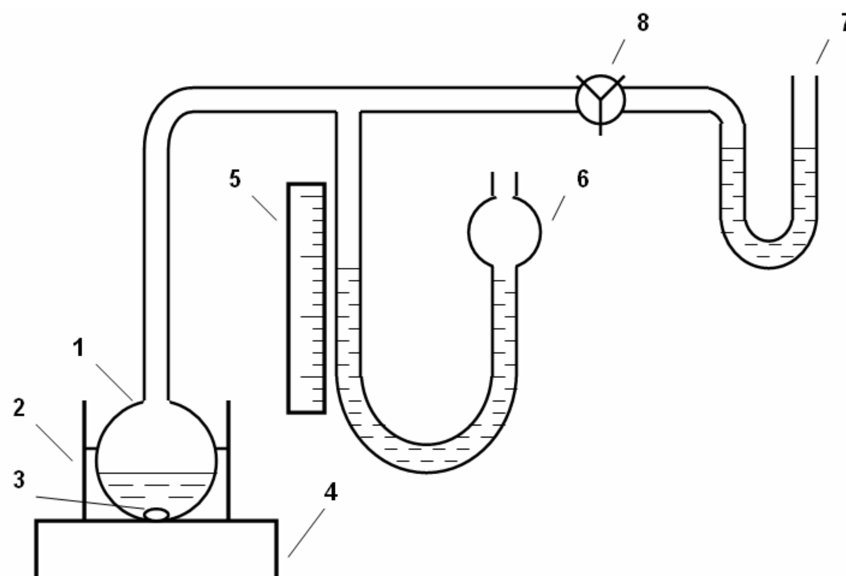



**Fig. 1.** ***Schema instalaţiei experimentale pentru studiul bioreacţiei anaerobe***
***1 - bioreactor; 2 - baie termostatată; 3 - amestecător; 4 - agitator magnetic; 5 – biuretă gradată; 6 - vas cu nivel constant; 7 - manometru diferenţial; 8 - robinet cu trei căi***

7 - Se introduce amestecătorul în vas, ţinând vasul oblic şi plasând amestecătorul pe peretele vasului, NU în cădere liberă;

8 - Se cântăresc materialele ce vor fi introduse în reactor: drojdie de bere şi zahăr, în funcţie de programul indicat de îndrumătorul lucrării;

9 - Apa sau soluţia ce reprezintă mediul de reacţie se utilizează în funcţie de indicaţiile conducătorului lucrării şi se împarte **în trei porţiuni aproximativ egale** pentru fiecare participant la reacţie:

**- o treime** din cantitatea de apă se utilizează la mobilizarea, dispersarea şi omogenizarea drojdiei cu apa, până când se obţine o suspensie fină, pentru spălarea recipientului în care s-a efectuat omogenizarea;

**- o treime** din cantitate se utilizează la dizolvarea totală a zahărului în apă sau soluţie;

**- o treime** se utilizează la spălarea recipienților în care s-a efectuat dispersarea, omogenizarea drojdiei, dizolvarea zahărului și spălarea tuturor recipienților şi întroducerea totală a materialului în bioreactor;

10 - Se introduce suspensia de drojdie în bioreactor, având grijă ca să **NU** rămână particule pe gâtul vasului sau pe pereţi. Ultima porţiune de lichid trebuie să spele părţile afectate şi să introducă întreaga masă de suspensie în vas;

11 - Se stabileşte turaţia amestecătorului şi se notează, menţinându-se valoarea constantă pe durata determinării;

12 - Se adaugă zahărul complet dizolvat şi cu restul solventului se spală aparatura astfel ca toată cantitatea să ajungă în bioreactor;

13 - Se porneşte cronometrul, momentul fiind considerat cel iniţial;

14 - Se acoperă bioreactorul cu şliful, apoi imediat se întoarce robinetul cu trei căi la 180 $^0$. În acest fel se izolează spaţiul interior de cel exterior, în condiţii identice de lucru. Se asigură şliful bioreactorului cu elementele de siguranţă elastice.

15 - Se menţine aceeaşi denivelare manometrică **NULĂ** prin deplasarea pe verticală a vasului de nivel constant. Această operaţie trebuie să fie **CONTINUĂ;**

16 - Se notează timpii şi volumele de gaz degajat din reacţie, de preferabil în intervale cât mai mici, (atît de timp, cât şi de volum).

## V. PRELUCRAREA DATELOR EXPERIMENTALE

Datele experimentale se trec într-un tabel similar cu cel de mai jos:

compoziţie: drojdie, [g]; zahăr, (substrat), [g]; soluţie totală, [ml]; T, [$^0$C]; n, [rpm].

**Tabel 1.** ***Înregistrarea datelor bioreacţiei pentru:***

| Nr. crt. | Volum [ml] | Timp [s] | $\Delta V$ [ml] | $\Delta\tau$ [s] | $\Delta V/\Delta\tau$ [ml/s] | $\tau_{med}$ [s] |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 0 | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 |
| 1 | | | | | | |

1 - Se reprezintă grafic curbele: volum de gaz degajat în funcţie de timp, $V = V(\tau)$;

2 - Se calculează volumul de gaz captat în intervale de timp: $\Delta V = V_{i+1} - V_i$;

3 - Se calculează intervalele de timp corespunzătoare: $\Delta\tau = \tau_{i+1} - \tau_i$;

4 - Se determină viteza de degajare a gazului: $\Delta V/\Delta\tau$,

5 - Se determină media intervalului de timp: $\tau_{med} = (\tau_i + \tau_{i+1})/2$ ;

6 - Se reprezintă grafic viteza de degajare a gazului în timp: $\Delta V/\Delta\tau = \Delta V/\Delta\tau(\tau_{med})$.

Drept mediu de reacţie, (soluţie) se pot utiliza: apa distilată, apa de robinet, soluţii sintetice de genul: azotat de amoniu + fosfat de potasiu + clorură de magneziu.

Datele măsurate pot fi utilizate în continuare pentru determinarea conversiei zahărului, $\zeta$ [-], în timp: $\zeta = [1 - (c_z / c_{z0})]$; $d\zeta = d c_z / d c_{z0}$; $- r_z = - (d c_z / d\tau)$;

unde: - $c_{z0}$ este concentraţia iniţială a zahărului, [g/ml], [mol/l];

- $c_{z0}$ este concentraţia momentană a zahărului, [g/ml], [mol/l];

- $r_z$ este viteza de consum a zahărului, [g/ml s], [mol/l s].

| | **1** | | **2** | **3** | **4** | **5** | **6** |
|---|---|---|---|---|---|---|
| m drojdie [g] | 12,5/ 100 [mL sol] | | | | | |
| m zahar [g] | 5 | | 10 | | 15 | |
| n [rot/min] | 0 | 250 | 0 | 250 | 0 | 250 |
| timp [min] | $V_{CO2}$ [mL] | | | | | |
| 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| 5 | 0,8 | 1,6 | 0,2 | 6 | 0,2 | 2,6 |
| 10 | 1 | 9,8 | 2,2 | 20,4 | 0,8 | 10,2 |
| 15 | 2,2 | 27 | 3,2 | 43 | 1 | 28,6 |
| 20 | 3,8 | 44 | 6,2 | 70,2 | 1,2 | 57,6 |
| 25 | 7,2 | 72 | 12,2 | 82,2 | 4,2 | 88 |
| 30 | 13,8 | 87,4 | 21,2 | 127,4 | 6,2 | 136,2 |
| 35 | 26 | 117 | 34,2 | 139,4 | 9,8 | 187,2 |
| 40 | 44 | 117 | 55,2 | 175,2 | 32,8 | 244,2 |
| 45 | 68 | 163 | 81,2 | 201,2 | 66,2 | 280,2 |
| 50 | 73 | 174,4 | 110,4 | 211,2 | 84,2 | |
| 55 | 102 | 205 | 144,4 | 266,2 | | |
| 60 | 138 | 209 | 148,4 | 305,2 | | |

# FASCICULA IV. Anexe și Tabele

## (pentru Fac. Biologie, secţia ing. bio.)

### 1. Masa atomică a unor elemente, aprox. [kg/kmol], [40, p. 495]

| Denumire | Simbol | Masa atomică | Denumire | Simbol | Masa atomică |
|---|---|---|---|---|---|
| Aluminiu | Al | 27 | Mangan | Mn | 55 |
| Argint | Ag | 108 | Mercur | Hg | 200,5 |
| Arsen | As | 75 | Molibden | Mo | 96 |
| Bariu | Ba | 137,5 | Nichel | Ni | 59 |
| Brom | Br | 80 | Nitrogen, (Azot) | N | 14 |
| Cadmiu | Cd | 112,5 | Oxigen | O | 16 |
| Calciu | C | 40 | Plumb | Pb | 207 |
| Carbon | C | 12 | Potasiu | K | 39 |
| Clor | Cl | 35,5 | Siliciu | Si | 28 |
| Cobalt | Co | 59 | Sodiu | Na | 23 |
| Crom | Cr | 52 | Staniu | Sn | 119 |
| Cupru | Cu | 63,5 | Stibiu | Sb | 122 |
| Fer | Fe | 56 | Stronțiu | Sr | 87,5 |
| Fluor | F | 19 | Sulf | S | 32 |
| Fosfor | P | 31 | Titan | Ti | 48 |
| Hidrogen | H | 1 | Uraniu | U | 238 |
| Iod | I | 127 | Vanadiu | V | 51 |
| Litiu | Li | 7 | Zinc | Zn | 65,5 |
| Magneziu | Mg | 24,5 | Beriliu | Be | 9 |

### 2. Grosimi ale tablelor din oţel carbon, slab aliat şi oţel aliat, [mm]

STAS 500 - 68, (extras), [41, p. 45]

4; 5; 6; 7; 8; 9; 10; 12; 14; 16; 18;
20; 22; 25; 28; 30; 32; 35; 38; 40;

### 3. Diametre acceptate ale virolelor, $D_e$, [mm] STAS 2883 - 76; (extras), [41, p. 59]

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| 600 | 1 100 | 1 600 | 2 200 | 3 200 |
| 700 | 1 200 | 1 700 | 2 400 | 3 400 |
| 800 | 1 300 | 1 800 | 2 600 | 3 600 |
| 900 | 1 400 | 1 900 | 2 800 | 3 800 |
| 1 000 | 1 500 | 2 000 | 3 000 | 4 000 |

## 4. Diametrele ţevilor din oţel carbon, slab aliat şi oţel aliat, [mm], [41, p. 63 - 65]

**$d_e$ = diametrul exterior, s = grosimea peretelui**

STAS 530 - 71, STAS 404 - 71, STAS 9377 - 73, STAS 9378 -74; (extras)

| $d_e$ | 16 | 18 | 20 | 25 | 30 | 34 | 38 | 45 | 48 | 57 | 60 | 76 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| s | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 | - | - | - |
| s | - | - | 2,5 | 2,5 | 2,5 | 2,5 | 2,5 | 2,5 | 2,5 | - | - | - |
| s | - | - | - | 3 | 3 | 3 | 3 | 3 | 3 | 3 | 3 | |
| s | - | - | - | 4 | 4 | 4 | 4 | 4 | 4 | 4 | 4 | 4 |
| s | - | - | - | - | - | 8 | 8 | 8 | 8 | 8 | 8 | 8 |
| s | - | - | - | - | - | - | - | - | 10 | 10 | 10 | 10 |

| $d_e$ | 89 | 102 | 108 | 114 | 133 | 140 | 159 | 168 | 219 | 273 | 324 | 356 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| s | 8 | 8 | 8 | 8 | 8 | 8 | 8 | 8 | 8 | 8 | 8 | 8 |
| s | 10 | 10 | 10 | 10 | 10 | 10 | 10 | 10 | 10 | 10 | 10 | 10 |
| s | 12 | 12 | 12 | 12 | 12 | 12 | 12 | 12 | 12 | 12 | 12 | 12 |
| s | 14 | 14 | 14 | 14 | 14 | 14 | 14 | 14 | 14 | 14 | 14 | 14 |

## 5. Dimensiuni principale ale reactoarelor standardizate, (Catalog IUC Făgăraș)

### 5.1. Reactor cu impeler, $T_{max}$: în vas 150 [$^0$C], în manta 165 [$^0$C]

| Tip | $V_{u\ vas}$ [l] | $V_{man}$ [l] | S [m$^2$] | n [r/m] | M [kg] | $D_i$ [m] | $D_m$ [m] | $d_{ag}$ [m] | $H_m$ [m] |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| RIp100 | 175 | 30 | 0,84 | 100 | 631 | 0,6 | 0,7 | 0,4 | 0,443 |
| RIp150 | 300 | 34 | 1,15 | 100 | 672 | 0,7 | 0,8 | 0,5 | 0,516 |
| RIp350 | 450 | 60 | 2,00 | 60 | 1230 | 0,8 | 0,9 | 0,5 | 0,650 |
| RIp500 | 500 | 120 | 2,60 | 60 | 1430 | 0,9 | 1,0 | 0,5 | 0,581 |
| RIp800 | 1000 | 100 | 3,60 | 60 | 2040 | 1,0 | 1,1 | 0,8 | 1,08 |
| RIp1600 | 2000 | 330 | 5,00 | 100 | 3007 | 1,3 | 1,4 | 0,9 | 1,21 |
| RIp2000 | 2680 | 220 | 6,50 | 60 | 3600 | 1,4 | 1,5 | 1,0 | 1,36 |
| RIp3000 | 3300 | 565 | 7,00 | 30 | 4292 | 1,6 | 1,72 | 1,0 | 1,27 |
| RIp4000 | 5000 | 760 | 16,0 | 30 | 5498 | 1,8 | 1,92 | 1,0 | 1,57 |
| RIp6000 | 6720 | 700 | 15,6 | 100 | 6466 | 2,0 | 2,2 | 1,0 | 1,962 |

### 5.2. Reactor cu ancoră, $T_{max}$: în vas 150 [$^0$C], în manta 165 [$^0$C], (Catalog IUC Făgăraș)

| Tip | $V_{u\ vas}$ [l] | $V_{man}$ [l] | S [m$^2$] | n [r/m] | M [kg] | $D_i$ [m] | $D_m$ [m] | $d_{ag}$ [m] | $H_m$ [m] |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| RAc100 | 170 | 30 | 0,80 | 50 | 624 | 0,6 | 0,7 | 0,5 | 0,500 |
| RAc150 | 240 | 30 | 1,20 | 50 | 632 | 0,6 | 0,7 | 0,5 | 0,667 |
| Rac200 | 300 | 34 | 1,15 | 50 | 886 | 0,7 | 0,8 | 0,6 | 0,578 |
| Rac350 | 450 | 60 | 2,00 | 60 | 1250 | 0,8 | 0,9 | 0,7 | 0,715 |
| Rac500 | 660 | 120 | 2,60 | 60 | 1431 | 0,9 | 1,0 | 0,857 | 0,807 |
| Rac800 | 1000 | 100 | 4,00 | 60 | 2015 | 1,0 | 1,1 | 0,9 | 1,150 |
| Rac1200 | 1530 | 215 | 4,20 | 60 | 2702 | 1,2 | 1,3 | 1,1 | 1,150 |
| Rac1600 | 2000 | 330 | 5,00 | 60 | 3007 | 1,3 | 1,4 | 1,2 | 1,275 |
| Rac2000 | 2200 | 260 | 5,50 | 60 | 3014 | 1,4 | 1,5 | 1,3 | 1,450 |
| Rac3000 | 3300 | 565 | 6,00 | 30 | 4312 | 1,6 | 1,8 | 1,45 | 1,350 |
| Rac4000 | 5000 | 1000 | 6,50 | 30 | 5424 | 1,8 | 1,92 | 1,65 | 1,650 |

**6. Valoarea coeficientului de umplere, φ, [-], al (bio)reactoarelor:**

| | |
|---|---|
| - lichide stagnante sau sub amestecare uşoară: | 0,80 ÷ 0,83; |
| - lichide sub agitare uşoară: | 0,75 ÷ 0,80; |
| - lichide sub agitare medie cu spărgătoare de val: | 0,72 ÷ 0,76; |
| - lichide intens agitate cu sparge-val: | 0,70 ÷ 0,75; |
| - reacţii cu generare de gaz: | 0,60 ÷ 0,65; |
| - operaţii cu barbotare de aer: | 0,55 ÷ 0,65; |
| - operaţii cu generare de spumă: | 0,52 ÷ 0,62. |

**7. Valoarea coeficientului de zvelteţe:**

| | |
|---|---|
| - vase plate: tăvi, platforme, cratiţe: | 0,20 ÷ 0,50; |
| - vase scunde: | 0,50 ÷ 0,80; |
| - vase „normale”: | 0,65 ÷ 1,10; |
| - reactoare: | 1,00 ÷ 1,70; |
| - reactoare zvelte: | 1,80 ÷ 3,50; |
| - aparate tip „coloană”: | 3,50 ÷ 40,0; |
| - reactoare tubulare: | 20,0 ÷ 250,0 |

**8. - Densitatea materialului:** $\rho = \frac{M}{V}$, [kg/m³];

- M este masa de material, [kg];

- V este volumul materialului, [m³].

- **Observaţie:** Dacă materialul nu este pur, el este neomogen, în el fiind prezente şi alte materiale, solide, lichide sau gaze. Relaţia de calcul este aceeaşi, dar se discută despre **densitatea aparentă.** Pentru materialele granulare uscate, se discută despre **densitatea în vrac,** valoare ce se determină experimental, fiind în funcție de dimensiunile particulelor.

**8. 1. - Densitatea unui amestec de lichide miscibile** care nu reacţionează fizico-chimic este, [40, p. 15]: $\frac{1}{\rho_{am}} = \frac{x_1}{\rho_1} + \frac{x_2}{\rho_2} + \frac{x_3}{\rho_3} + \cdots = \sum_1^n \frac{x_i}{\rho_i}$;

- $\rho_{am}$ este densitatea amestecului, [kg/m³];

- $\rho_i$ este densitatea fiecărui component, [kg/m³];

- $x_i$ este fracţia masică a fiecărui component în parte, [-].

**8. 2.** - **Densitatea unei suspensii** se determină cu relaţia, [40, p. 15]:

$$\frac{1}{\rho_{amestec}} = \frac{1-x}{\rho_1} + \frac{x}{\rho_s};$$

unde: - x este fracţia masică a fazei solide, [-].

**8. 3. - Densitatea gazelor ideale, sau a celor reale,** departe de punctul critic se calculează cu relațiile, [40, p. 16]: $\rho = \rho_0 \cdot \frac{T_0 \cdot p}{T \cdot p_0}$; $\rho = \frac{M_m}{22,4} \cdot \frac{273 \cdot p}{T \cdot p_0}$,

- $\rho_0 = (M_m/22,4)$ este densitatea gazului în condiţii normale, [kg/m$^3$];

- $M_m$ este masa molară a gazului [kg/kmol];

- T este temperatura absolută a gazului, [$^0$K];

**Condiţiile normale**: - Temperatura 273,15 [$^0$K], - Presiunea normală 760 [mm Hg].

**8. 4. - Densitatea unui amestec de gaze** se determină cu relaţia, [40, p. 16]:

$$\rho_{am} = y_1 \cdot \rho_1 + y_2 \cdot \rho_2 + y_3 \cdot \rho_3 \cdot\cdot\cdot\cdot \quad \rho_{am} = \Sigma\, y_i \cdot \rho_i \, ;$$

- $y_i$ este fracţia molară, (volumică), a componenţilor gazoşi;

- $\rho_i$ este densitatea fiecărui component, [kg/m$^3$].

**8. 5. - Ecuaţia fundamentală a hidrostaticii** este, [40, p. 16]:

$$p = p_0 + \rho \cdot g \cdot h,$$

unde: - $p_0$ este presiunea de deasupra lichidului, [Pa];

- $\rho$ este densitatea lichidului sau amestecului de lichide, [kg/m$^3$];

- g este acceleraţia gravitaţională, 9,81 [m/s$^2$];

- h este înălţimea coloanei de lichid, [m].

**9. - Viscozitatea dinamică a apei, η, [Pa·s]×10 $^3$ în funcţie de temperatură, T, [ $^0$C],**
[40, p. 498]

| T [$^0$C] | η [Pa·s] | T [$^0$C] | η [Pa·s] | T [$^0$C] | η [Pa·s] | T [$^0$C] | η [Pa·s] | T [$^0$C] | η [Pa·s] | T [$^0$C] | η [Pa·s] |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 0 | 1,792 | 17 | 1,083 | 34 | 0,7371 | 51 | 0,5404 | 68 | 0,4174 | 85 | 0,3355 |
| 1 | 1,731 | 18 | 1,056 | 35 | 0,7225 | 52 | 0,5315 | 69 | 0,4117 | 86 | 0,3315 |
| 2 | 1,673 | 19 | 1,030 | 36 | 0,7085 | 53 | 0,5229 | 70 | 0,4061 | 87 | 0,3276 |
| 3 | 1,619 | 20 | 1,005 | 37 | 0,6947 | 54 | 0,5146 | 71 | 0,4006 | 88 | 0,3239 |
| 4 | 1,567 | 21 | 0,9810 | 38 | 0,6814 | 55 | 0,5064 | 72 | 0,3952 | 89 | 0,3202 |
| 5 | 1,519 | 22 | 0,9579 | 39 | 0,6685 | 56 | 0,4985 | 73 | 0,3900 | 90 | 0,3165 |
| 6 | 1,473 | 23 | 0,9358 | 40 | 0,6560 | 57 | 0,4907 | 74 | 0,3849 | 91 | 0,3130 |
| 7 | 1,428 | 24 | 0,9142 | 41 | 0,6439 | 58 | 0,4832 | 75 | 0,3799 | 92 | 0,3095 |
| 8 | 1,386 | 25 | 0,8937 | 42 | 0,6321 | 59 | 0,4759 | 76 | 0,3750 | 93 | 0,3060 |
| 9 | 1,346 | 26 | 0,8737 | 43 | 0,6207 | 60 | 0,4688 | 77 | 0,3702 | 94 | 0,3027 |
| 10 | 1,308 | 27 | 0,8545 | 44 | 0,6097 | 61 | 0,4618 | 78 | 0,3655 | 95 | 0,2994 |
| 11 | 1,271 | 28 | 0,8360 | 45 | 0,5988 | 62 | 0,4550 | 79 | 0,3610 | 96 | 0,2962 |
| 12 | 1,236 | 29 | 0,8180 | 46 | 0,5883 | 63 | 0,4483 | 80 | 0,3565 | 97 | 0,2930 |
| 13 | 1,203 | 30 | 0,8007 | 47 | 0,5782 | 64 | 0,4418 | 81 | 0,3521 | 98 | 0,2899 |
| 14 | 1,171 | 31 | 0,7840 | 48 | 0,5683 | 65 | 0,4355 | 82 | 0,3478 | 99 | 0,2868 |
| 15 | 1,140 | 32 | 0,7679 | 49 | 0,5588 | 66 | 0,4293 | 83 | 0,3436 | 100 | 0,2838 |
| 16 | 1,111 | 33 | 0,7523 | 50 | 0,5494 | 67 | 0,4233 | 84 | 0,3395 | | |

**10. - Viscozitatea unor lichide în funcţie de temperatură [Pa·s]×10⁻³**, [39, p. 352]

| | Materialul | 0 [⁰C] | 20 [⁰C] | 50 [⁰C] | 70 [⁰C] | 100 [⁰C] |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 1. | Acetat de etil | 0,61 | 0,48 | 0,34 | 0,26 | - |
| 2. | Acid sulfuric 98 [%] | 51 | 27 | 11 | 6,5 | 3,2 |
| 3. | Acid sulfuric 60 [%] | 11 | 7,5 | 4,2 | 2,9 | 1,8 |
| 4. | Alcool etilic 100 [%] | 1,8 | 1,25 | 0,72 | 0,55 | - |
| 5. | Alcool etilic 40 [%] | 6,5 | 3,2 | 1,3 | 0,7 | - |
| 6. | Alcool metilic 100 [%] | 0,83 | 0,62 | 0,41 | 0,32 | - |
| 7. | Alcool metilic 30 [%] | 3,7 | 2,1 | 0,95 | 0,6 | - |
| 8. | Benzen 0,9 | 0,64 | 0,47 | 0,36 | - | |
| 9. | Etilenglicol | 62 | 22 | 5,2 | 2,4 | - |
| 10. | Glicerină 100 [%] | ? | ? | 128 | 65 | 13 |
| 11. | Glicerină 50 [%] | 13 | 6,3 | 2,4 | 1,4 | 0,68 |
| 12. | Octan | 0,71 | 0,55 | 0,4 | 0,32 | - |
| 13. | Toluen | 0,79 | 0,62 | 0,45 | 0,36 | 0,28 |

**11. - Viscozitatea dinamică a aerului, η, [Pa·s]×10⁻³, în funcţie de temperatură, T, [⁰C]**, [43, p. 257]

| T [⁰C] | η[Pa·s] | T [⁰C] | η[Pa·s] | T [⁰C] | η[Pa·s] | T [⁰C] | η[Pa·s] |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| -50 | 0,0150 | 200 | 0,0258 | 450 | 0,0340 | 700 | 0,0420 |
| 0 | 0,0175 | 250 | 0,0275 | 500 | 0,0355 | 800 | 0,0450 |
| 50 | 0,0198 | 300 | 0,0290 | 550 | 0,0375 | 900 | 0,0475 |
| 100 | 0,0218 | 350 | 0,0305 | 600 | 0,0390 | 1000 | 0,0500 |
| 150 | 0,0238 | 400 | 0,0335 | 650 | 0,0408 | 1500 | 0,0620 |

**12.** - **Valoarea viscozităţii dinamice a lichidelor se poate lua din tabele, nomograme, prin calcul sau se poate efectua experimental**

**-** O relaţie de calcul este, [40, p. 17]: $\lg(\lg\eta) = \left(\sum A\cdot n + \sum r\right)\cdot\frac{\rho}{10^3\cdot M_m} - 2{,}9$,

unde: - η este viscozitatea lichidului la presiune atmosferică şi 20 [⁰C]; în [miliPoise];

- ρ este densitatea lichidului, [kg/m³];
- $M_m$ este masa moleculară a lichidului, [kg/kmol];
- n este numărul de atomi de acelaşi fel, [-];
- A este constanta de viscozitate a atomului respectiv;
- r este corecţia datorată structurii moleculare.
- Valorile acestor parametri sunt prezentate în continuare:

| Atomii | H | O | N | Cl | Br | I | C |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| A | 2,7 | 29,7 | 37,0 | 60,0 | 70,0 | 110,0 | 50,2 |

| Nr. crt. | Grupări şi legături chimice | r |
|---|---|---|
| 1 | Legătură dublă | - 15,5 |
| 2 | Inel cu cinci atomi de carbon | - 24,0 |
| 3 | Inel cu şase atomi de carbon | - 21,0 |
| 4 | Catena laterală la inel cu 6 carboni M <17 | - 9,0 |
| 5 | M > 17 | - 17,0 |
| 6 | Poziţii orto şi para substituite | + 3,0 |
| 7 | Poziţia meta substituită | + 1,0 |
| 8 | $(R_1R_2)$-CH – CH-$(R_3R_4)$ | + 8,0 |
| 9 | Carbon cuaternar | + 13,0 |
| 10 | Grupare aldehidică | + 16,0 |
| 11 | Grupare cetonică | + 5,0 |
| 12 | Poziţie vinilică, - CH = CH – $CH_2$ – X, X, grupare electronegativă | + 4,0 |
| 13 | $(R_1R_2)$ – CH - X | + 6,0 |
| 14 | - OH | + 24,7 |
| 15 | - COOH | - 19,6 |
| 16 | - COOH | - 7,9 |
| 17 | - $NO_2$ | - 16,4 |

**13.** - **Viscozitatea unui amestec de lichide perfecte, (neasociate)**, se calculează cu relaţiile, [40, p. 18]:

**a)** - $\lg \eta_{am} = x_1 \cdot \ln \eta_1 + x_2 \cdot \ln \eta_2 + x_3 \cdot \ln \eta_3 + x_4 \cdot \ln \eta_4 \cdots$ $\lg \eta_{am} = \Sigma x_i \cdot \ln \eta_i$;

unde: - $\eta_{am}$ este viscozitatea amestecului, [Pa·s];

- $x_i$ este fracţia molară a fiecărui component, [-].

**b) -** [40, p. 18]: $$\frac{1}{\eta_{am}} = \frac{x_{v1}}{\eta_1} + \frac{x_{v2}}{\eta_2} + \frac{x_{v3}}{\eta_3} + \cdots \quad \frac{1}{\eta_{am}} = \sum_1^n \frac{x_{vi}}{\eta_i};$$

unde: - $x_{vi}$ este concentraţia volumică a fiecărui component, [%].

**14.** - **Viscozitatea unei suspensii diluate**, cu concentraţia < 10 [% volumice], se determină cu relaţia Einstein, [40, p. 19]: $\eta_s = \eta_l \cdot (1 + 2,5 \cdot \varphi)$;

unde: - φ este concentraţia volumică a fazei solide din suspensie, [% volumice].

**15.** - **Viscozitatea unei suspensii diluate**, cu concentraţia < 30 [% volumice], se determină cu relaţia, [40, p. 19]: $$\eta_s = \eta_l \cdot \left( \frac{0,59}{(0,77 - \varphi)^2} \right);$$

**16. - Valoarea viscozităţii dinamice a gazelor se poate lua din tabele, nomograme, prin calcul sau experimental**

**a)** - O relaţie de calcul este, [40, p. 18]:

$$\frac{M_{am}}{\eta_{am}} = \frac{y_1 \cdot M_1}{\eta_1} + \frac{y_2 \cdot M_2}{\eta_2} + \frac{y_3 \cdot M_3}{\eta_3} + \cdots \quad \frac{M_{am}}{\eta_{am}} = \sum_1^n \frac{y_i \cdot M_i}{\eta_i};$$

unde: - $\eta_{am}$; $\eta_i$ este viscozitatea amestecului de gaze sau a componenţilor, [Pa·s];

- $y_i$ este fracţia volumică a componenţilor gazului, [-];

- $M_{am}$; $M_i$ este masa moleculară a amestecului, [kg/kmol];

**b)** - Altă relaţie de calcul este, [40, p. 18]:

$$\eta_{am} = \frac{\sum y_1 \cdot \eta_1 \cdot \sqrt{M_i \cdot T_{cr\,i}}}{\sum y_1 \cdot \sqrt{M_i \cdot T_{cr\,i}}};$$

- $T_{cr\,i}$ este temperatura critică a gazului i, [$^0$K].

**17. - Valorile expresiei $\sqrt{M \cdot T_{cr}}$ pentru diferite gaze sunt date mai jos**, [20, p. 25; [40, p. 500]:

| Nr. crt. | Gazul | M [kg/kmol] | $T_{cr}$ [$^0$K] | $\sqrt{M \cdot T_{cr}}$ |
|---|---|---|---|---|
| 1 | Vapori de apă | 18 | 647 | 108 |
| 2 | Aer | 29 | 132,7 | 61,9 |
| 3 | Bioxid de carbon | 44 | 304 | 115,5 |
| 4 | Azot | 28 | 126 | 59,5 |
| 5 | Oxigen | 32 | 154 | 70,2 |
| 6 | Hidrogen | 2 | 33 | 8,13 |
| 7 | Oxid de carbon | 28 | 134 | 61,4 |
| 8 | Metan | 16 | 190 | 55,1 |
| 9 | Etilrnă | 28 | 283 | 89,0 |
| 10 | Etan | 30 | 305 | 95,6 |
| 11 | Propan | 44 | 370 | 128 |
| 12 | Butan | 58 | 426 | 157 |
| 13 | Pentan | 72 | 470 | 184 |
| 14 | Hexan | 86 | 508 | 209 |

**18.** - **Variaţia viscozităţii gazelor cu temperatura** se poate determina cu relaţia, [40, p. 18]:

$$\eta_T = \eta_0 \cdot \frac{273 + C}{T + C} \cdot \left(\frac{T}{273}\right)^{3/2};$$

unde: - $\eta_T$; $\eta_0$ este viscozitatea gazului la T [$^0$K] respectiv la 273 [$^0$K], în [Pa·s];

- C este constanta lui Sutherland: $k = c_{pp}/c_{pv}$, [-].

**19.** - **Debitul volumic de fluid, $Q_v$,** se determină din relaţia generală, [40, p. 19]:

$$Q_v = A \cdot w;$$

în care: - A este aria secţiunii de curgere transversale pe direcţia de curgere, [m$^2$];

- w este viteza curentului de fluid, [m/s].

**20.** - **Ecuaţia continuităţii debitului** este urmarea legii conservării materiei şi energiei, [40, p. 20]:

**a)** pentru fluide necompresibile, (lichide şi suspensii):

$$Q_v = A_1 \cdot w_1 = A_2 \cdot w_2 = A_3 \cdot w_3 = A_4 \cdot w_4 = A_5 \cdot w_5 = \cdots$$

**b)** pentru fluide compresibile, (gaze, vapori), [40, p. 20]:

$$M = A_1 \cdot w_1 \cdot \rho_1 = A_2 \cdot w_2 \cdot \rho_2 = A_3 \cdot w_3 \cdot \rho_3 = A_4 \cdot w_4 \cdot \rho_4 = A_5 \cdot w_5 \cdot \rho_5 = \cdots$$

- **Observaţie: Viteza acceptată a fluidelor în conducte şi canale** este limitată la anumite valori, prezentate mai jos, dependente de condiţiile de operare.

**21. Valori acceptate a vitezei fluidului în funcţie de natura sa**, [40, p. 20]:

| Nr. crt. | Tipul curentului de fluid | w [m/s] |
|---|---|---|
| 1 | Gaze în convecţie liberă | 1 ÷ 4 |
| 2 | Gaze ventilate aproape de presiunea atmosferică | 5 ÷ 20 |
| 3 | Gaze vehiculate de compresoare 0,9 ÷ 1,5 [ata] | 6 ÷ 22 |
| 4 | Gaze vehiculate de compresoare 1,4 ÷ 3,5 [ata] | 18 ÷ 55 |
| 5 | Gaze vehiculate sub vid 0,1 ÷ 0,9 [ata] | 18 ÷ 45 |
| 6 | Lichide în curgere liberă | 0,1 ÷ 0,5 |
| 7 | Lichide în conducte sub presiune | 0,5 ÷ 2,5 |
| 8 | Vapori de apă sau gaze până la 2 [ata] | 15 ÷ 40 |
| 9 | Vapori de apă sau gaze între 2 [ata] şi 5 [ata] | 40 ÷ 70 |

- săpunuri, soluții foarte viscoase 0,3 ÷ 0,60 [m/s];
- uleiuri, soluții viscoase 0,5 ÷ 1,00 [m/s];
- apă 1,0 ÷ 3,00 [m/s];
- soluții apoase în curgere liberă 0,35 ÷ 0,75 [m/s];
- lichide organice 0,75 ÷ 2,50 [m/s];
- aer 0,1 < p < 1 [MPa] 8,0 ÷ 20,0 [m/s];
- abur 0,0001 < p < 0,05 [MPa] 40,0 ÷ 60,0 [m/s];
- abur 0,1 < p < 1 [MPa] 10,0 ÷ 20,0 [m/s];
- abur 1,0 < p < 4 [MPa] 20,0 ÷ 40,0 [m/s];
- abur 4,0 < p < 12,5 [MPa] 30,0 ÷ 60,0 [m/s];
- gaze 0,08 < p < 0,12 [MPa] 2,0 ÷ 4,00 [m/s];
- gaze 0,13 < p < 0,3 [MPa] 5,0 ÷ 15,0 [m/s];
- gaze 0,35 < p < 1,0 [MPa] 10,0 ÷ 25,0 [m/s].

**22.** - **Diametrul echivalent** al secţiunii de curgere se determină cu relaţia, [40, p. 21]:

$$d_{ech} = 4 \cdot r_h = 4 \cdot \frac{A_u}{P_u};$$

în care: - $r_h$ este raza hidraulică, [m];
- $A_u$ este aria udată de fluid, perpendiculară pe direcţia de curgere, [m$^2$];
- $P_u$ este perimetrul udat de fluid, perpendicular pe direcţia de curgere, [m]. Se consideră doar perimetrul efectiv udat, de exemplu în canale NU se consideră partea de lichid în contact cu aerul.

**23.** - **Regimul de curgere** se determină prin intermediul criteriului Reynolds, [40, p. 20]:

$$\mathrm{Re} = \frac{w \cdot d_{ech} \cdot \rho}{\eta}, \qquad \mathrm{Re} = \frac{w \cdot d_{ech}}{\nu} \quad [\mathrm{Re}] = [-].$$

unde: - η este viscozitatea dinamică a fluidului, [Pa·s];
- w este viteza curentului de fluid, [m/s];
- ρ este densitatea fluidului, [kg/m$^3$];
- $d_{ech}$ este diametrul echivalent, [m];
- υ este viscozitatea cinematică a fluidului, $\nu = \frac{\eta}{\rho}$; [s/m$^2$].

**24.** - **Regimurile de curgere** în conducte drepte și canale sunt delimitate de valorile criteriului Reynolds, astfel, [40, p. 21]:

**a)** curgere laminară dacă $0 < Re < 2\,300$;

**b)** curgere intermediară dacă $2\,300 < Re < 10\,000$;

**c)** curgere turbulentă dacă $Re > 10\,000$.

**25. - Pierderea de presiune totală, $\Delta p_T$**, [Pa] se determină cu relaţia, [40, p. 25]:

$$\Delta p_T = \Delta p_d + \Delta p_{fr} + \Delta p_{rl} + \Delta p_{st} + \Delta p_g ;$$

în care: - $\Delta p_d$ este pierderea de presiune dinamică, [Pa];

- $\Delta p_{fr}$ este pierderea de presiune prin frecare, [Pa];
- $\Delta p_{rl}$ este pierderea de presiune prin rezistenţe locale, [Pa];
- $\Delta p_{st}$ este pierderea de presiune statică, [Pa];
- $\Delta p_g$ este pierderea de presiune datorată geometriei sistemului, [Pa].

$$\Delta p_d = \frac{\rho \cdot w^2}{2}; \qquad \Delta p_{fr} = \lambda \cdot \frac{L}{d_{ech}} \cdot \frac{\rho \cdot w^2}{2}; \qquad \Delta p_{rl} = \frac{\rho \cdot w^2}{2} \cdot \sum \xi ;$$

$$\Delta p_{st} = p_1 - p_2 ; \qquad \Delta p_g = \rho \cdot g \cdot \Delta h ;$$

- $\lambda$ este coeficientul de frecare dintre fluid şi perete, [-],
- L este lungimea conductei în porţiunile drepte, [m],
- $d_{ech}$ este diametrul echivalent al conductei, [m],
- $\rho$ este densitatea fluidului care curge prin conductă, [k/m$^3$],
- w este viteza fluidului din conductă, [m/s];
- $\Delta h$ este diferenţa de nivel dintre limitele de curgere a fluidului, [m];
- $\xi$ este coeficientul de rezistenţă locală pentru curgerea fluidului, [-];
- $p_1$ şi $p_2$ sunt presiunile statice din punctele 1 şi 2 [Pa].

**26.** - **Coeficientul de frecare, $\lambda$,** [-], se determină cu relaţii matematice specifice sau prin intermediul diagramelor, tabelelor sau nomogramelor de calcul, [40, p. 26-28]:

**a)** - pentru regimul laminar de curgere: $Re < 2\,300$: $\lambda = 64/Re$,

**b)** - pentru valori mari ale turbulenţei: $Re > 10\,000$: $\lambda = 0{,}316/Re^{0{,}25}$.

**c)** - la curgerea fluidului prin pereţi rugoşi, cum este cazul canalelor de scurgere, a celor de irigaţii, a instalaţiilor din oţel corodate sau acoperite cu ciment, trebuie luată în calcul şi asperitatea suprafeţelor. Rugozitatea absolută se notează cu e şi reprezintă înălţimea medie a asperităţii, iar rugozitatea relativă se notează cu $\varepsilon = e/d_{ech}$, arătând raportul dintre asperitate şi dimensiunea spaţiului de curgere. Formula de calcul a coeficientului de frecare în acest caz este: $1/\lambda = -2\,\lg\cdot(\varepsilon/3{,}7 + (6{,}81/Re)^{0{,}9})$.

**27. - Valorile medii a rugozităţii conductelor, e, [mm]**, [40, p. 501]:

| Tipul de conduct | e [mm] |
|---|---|
| Ţevi din oţel trase şi sudate la coroziune neînsenmată | 0,02 |
| Ţevi din oţel vechi şi ruginite | 0,67 - 0,9 |
| Ţevi din oţel acoperite, zincate sau impregnate | 0,125 |
| Ţevi de fontă pentru apă şi canalizări | 1,4 |
| Ţevi din aluminiu | 0,015 - 0,06 |
| Ţevi din alamă, cupru, plumb şi materiale plastice | 0,002 - 0,01 |
| Ţevi de sticlă | 0,001 - 0,0015 |
| Conducte din beton noi | 0,3 - 0,8 |
| Conducte din beton uzate | 1 - 5 |
| Canale pietruite | 5 - 15 |
| Conducte de abur saturat | 0,2 - 0,3 |
| Conducte de abur utilizate periodic | 0,5 - 0,8 |
| Conducte de aer comprimat | 0,8 - 1,0 |

**28. - Coeficientul de frecare, λ, în serpentine** se determină cu relaţia, [40, p. 29]:

$$\lambda_{serp} = \lambda_{drept} \cdot \left(1 + 3{,}54 \cdot \frac{d_{cond}}{D_{serp}}\right);$$

unde: - d este diametrul interior al conductei, [m];

- D este diametrul spirei serpentinei, [m].

**29.** - **Pentru curgerea neizotermă**, (la răcirea sau încălzirea fluidului), pierderea de presiune pein frecare se corectează cu un coeficient x, adimensional, [40, p. 24]:

$$-\Delta p_{fr\ neizoterm} = x \cdot \Delta p_{fr};$$

**a)** pentru regimul **laminar**: $x = \left(\frac{\Pr_p}{\Pr_l}\right)^{1/3} \cdot \left[1 + 0{,}22 \cdot \left(\frac{Gr_l \cdot \Pr_l}{\mathrm{Re}_l}\right)^{0{,}15}\right];$

**b)** pentru regimul **turbulent**: $x = \left(\frac{\Pr_p}{\Pr_l}\right)^{1/3};$

- indicele p se referă la valoarea temperaturii peretelui;
- indicele l se referă la valoarea temperaturii medii a sistemului, adică;

$t_1 = (t_p + t_{med})/2;$ $t_{med} = (t_i + t_e)/2$ a lichidului, la care trebuie luate valorile caracteristicilor fizico-chimice a materialului.

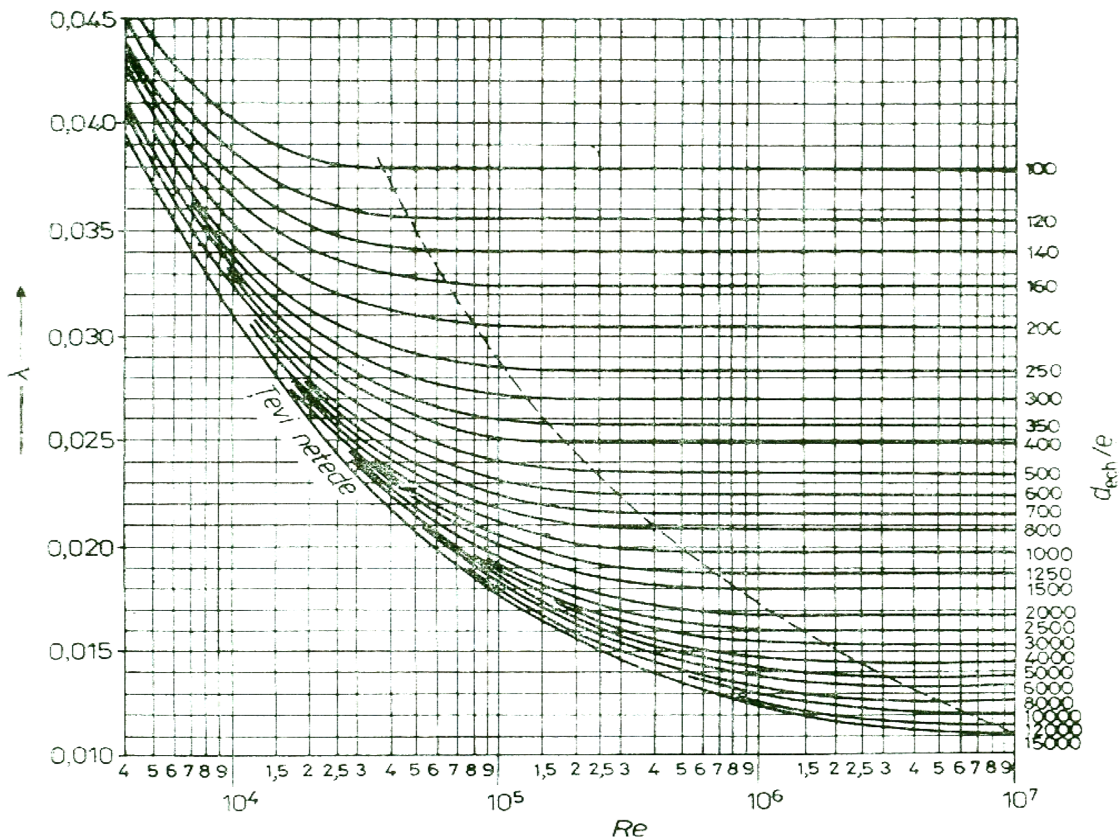
- Criteriul Prandtl: $\Pr = \frac{c_p \cdot \eta}{\lambda} = \frac{\nu}{a};$
- Criteriul Grasshof: $Gr = Ga \cdot \beta \cdot \Delta T = \frac{g \cdot l^3}{\nu^2} \cdot \beta \cdot \Delta T = \frac{g \cdot l^3 \cdot \rho^2}{\eta^2} \cdot \beta \cdot \Delta T;$

unde: - $c_p$ este căldura specifică la presiune constantă, [J/kg·⁰K];

- λ este conductivitatea termică a lichidului, [W/m·⁰K];
- η este viscozitatea dinamică a lichidului, [Pa·s];

- $\upsilon$ este viscozitatea cinematică a lichidului, [s/m$^2$];
- a este difuzivitatea termică a lichidului, [s/m$^2$];
- g este accelerația gravitațională, [m/s$^2$];
- l este dimensiunea caracteristică a sistemului, $d_{ech}$, [m];
- $\beta$ este coeficientul de dilatare cubică a lichidului, [$^0K^{-1}$];
- $\Delta T$ este diferența de temperatură între perete şi temperatura medie a lichidului, [$^0$K].

**30. - Diagrama λ - Re în funcție de rugozitatea echivalentă, $d_{ech}$/e**, [40, p. 26]:




**- Observaţie: Pentru gaze valoarea criteriului Prandtl, Pr,** este practic constantă cu variaţia temperaturii, adică: $Pr/Pr_p = 1$, atât la răcire cât și la încălzire, deci x în regim turbulent este unitar.

**31. Valorile criteriului Prandtl pentru gaze** depinde numai de structura moleculară a gazului. Se recomandă pentru gaze următoarele valori ale criteriului Pr, [40, p. 159]:

| | |
|---|---|
| - gaze monoatomice | 0,67; |
| - gaze biatomice | 0,72; |
| - gaze triatomice | 0,80; |
| - gaze tetraatomice | 1,00; |
| - gaze poliatomice | 1,00. |

**32. - Coeficienţi de rezistenţă locală, ξ, [-]**, [40, p. 502 - 504]:

| **Tipul de rezistenţă** | **Valoare [-]** |
|---|---|
| Intrare în ţeavă | margini ascuţite 0,5<br>margini rotunjite 0,2 |
| Ieşire din ţeavă | 1 |
| Curbă φ = unghi<br>d = diametru interior<br>R = raza de curbură | ξ = A·B<br>φ 20 30 45 60 90 110 130 150 180<br>A 0,31 0,45 0,60 0,78 1,00 1,13 1,20 1,28 1,40<br>R/d 1 2 4 6 15 30 50<br>B 0,21 0,15 0,11 0,09 0,06 0,04 0,03 |
| Cot de 90$^0$ standardizat | d [mm] 12,5 20 25 32 37 50<br>ξ 2,2 2,1 2,0 1,8 1,6 1,1 |
| Ventil normal | D [mm] 13 20 40 80 100 150 200 250 350<br>ξ 10,8 8,0 4,9 4,0 4,1 4,4 4,7 5,1 5,5 |
| Robinet de trecere | D [mm] 25 38 50 65 76 100 150 200 250<br>ξ 1,04 0,85 0,79 0,65 0,60 0,50 0,42 0,36 0,32 |
| Robinet de probă | D [mm] 13 19 25 32 38 50<br>ξ 4 3 2 2 2 2 |
| Vană<br><br><br>Ciclon | D [mm] 15 ÷ 100 100 ÷ 200 > 200<br>ξ 0,5 0,25 0,15<br>unghi 24 [$^0$] unghi 15 [$^0$] unghi 11 [$^0$]<br>ξ 60 105 180 |

**33. - Coeficienți de rezistență locală pentru barele de la grătarele de reținere**, [43, p. 47; 37, p. 218]:

**Secțiunea** **β** **$\zeta = \beta \cdot (s/b)^{4/3}$ [-]**

**s = distanța dintre bare, [m];**
**b = lățimea barei, [m].**

| Secțiunea - L × l [mm] × [mm] | β |
|---|---|
| - L × l 40 ÷ 80 × 10 cu 4 colțuri | 2,42 |
| - L × l 40 ÷ 80 × 10 cu 2 colțuri, 2 rotunjite | 1,83 |
| - L × l 40 ÷ 80 × 10 cu 4 colțuri rotunjite | 1,67 |
| - L × l 40 ÷ 80 × 10 oval | 0,76 |

| **Secțiunea - L × l [mm] × [mm]** | **β** |
|---|---|
| - L × l 40 ÷ 80 × 10 picătură | 1,035 |
| - ø = 10 [mm] | 1,790 |

**34. - Coeficienți de rezistență locală pentru fasciculele de țevi**, [40, p. 30 - 31]:

**a)** - fascicul de țevi nedecalate:

$$Eu = b \cdot (3 + 4{,}5 \cdot m) \cdot (s_1/d)^{-0{,}23} \cdot Re^{-0{,}26};$$

**b)** - fascicul de țevi decalate și: $(s_1/d) < (s_2/d)$;

$$Eu = b \cdot (2 + 3{,}3 \cdot m) \cdot Re^{-0{,}28}$$

**c)** - fascicul de țevi decalate și: $(s_1/d) > (s_2/d)$;

$$Eu = b\cdot(2{,}7 + 1{,}7\cdot m)\cdot Re^{-0{,}28};$$

unde: - b este coeficient de corecție al unghiului de atac, [⁰],

| φ [⁰] | 90 | 80 | 70 | 60 | 50 | 40 | 30 | 20 | 10 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| b [-] | 1 | 1 | 0,95 | 0,83 | 0,69 | 0,53 | 0,38 | 0,22 | 0,15 |

- m este numărul de rânduri de țevi pe direcția curgerii, [-];
- d este diametrul exterior al țevilor, [m];
- $s_1$ este pasul transversal al țevilor, [m];
- $s_2$ este pasul longitudinal al țevilor, [m].

**35. - Viteza de scurgere** a unui lichid printr-un orificiu mic de la fundul vasului sau din laterala vasului, **la un nivel constant** al lichidului în vas este, [40, p. 22]:

$$w = \varphi \cdot \sqrt{2 \cdot g \cdot H};$$

unde: - φ este un coeficient de viteză, subunitar, [-];
- g este accelerația gravitațională, 9,81 [m/s²],
- H este înălțimea coloanei de lichid, [m].

Dacă în vasul de colectare este altă presiune $p_v$ decât cea din vasul de deversare, $p_{dev}$, H din formulă se înlocuieşte cu valoarea: $H_1 = H + \dfrac{(p_v - p_{dev})}{\rho \cdot g}$.

**36.** - **Timpul de golire, τ,** [s], al unui vas deschis, cu suprafaţa secţiunii constantă, S, [m²], printr-un orificiu cu suprafaţa $S_0$, [m²], se determină cu relația, [40, p. 23]:

$$\tau = \frac{2 \cdot S \cdot \sqrt{H}}{\alpha \cdot S_0 \cdot \sqrt{2 \cdot g}};$$

unde: - H este înălţimea iniţială a lichidului din vas, [m];
- $\alpha$ este un coeficient de debit, subunitar, [-].

**37.** - **Pierderea de presiune** în coloanele cu umplutură se calculează cu relaţia, [40, p. 32]:

$$\Delta p = \lambda \cdot \frac{H_{strat}}{d_{ech}} \cdot \rho \cdot \frac{w_r^2}{2};$$

unde: - $d_{ech} = 4\, r_h = 4 \cdot \dfrac{A_u}{P_u} = 4 \cdot \dfrac{\varepsilon}{\sigma}$; [m];
- ε este fracția de goluri sau volumul liber al umpluturii, [m³/m³];
- σ este suprafața specifică a umpluturii, [m²/m³].

**38. - Viteza fictivă, $w_f$,** a fluidului este cea calculată pentru coloana considerată goală, fără umplutură, [40, p. 32]: $w_f = \dfrac{Q_v}{S}$; [w] = [m/s]; $[Q_v]$ = [m³/s]; [S] = [m²].

**39. - Viteza reală, w** $_r$, a fluidului care trece prin umplutură, [40, p. 32]:

$$w_r = \frac{w_f}{\varepsilon}, \ [m/s];$$

**40. - Coeficientul de frecare, λ,** în coloana cu umplutură „uscată"se determină cu relațiile, [40, p. 32]:

- **a)** regim laminar: Re < 40 ; $\lambda = 140/Re_{fluid}$ ;
- **b)** regim turbulent: Re > 40 ; $\lambda = 16/Re^{0,2}_{fluid}$ .

**41. - Criteriul Reynolds la curgerea monofazică prin umpluturi** se determină cu valoarea vitezei reale a fluidului, [40, p. 32]:

$$Re = \frac{w_r \cdot d_{ech} \cdot \rho}{\eta} = \frac{w_r}{\cdot} \cdot \frac{4 \cdot \varepsilon}{\sigma} \cdot \frac{\rho}{\eta} = \frac{w_f}{\varepsilon} \cdot \frac{4\varepsilon}{\sigma} \cdot \frac{\rho}{\eta} = \frac{4 \cdot w_f \cdot \rho}{\sigma \cdot \eta}.$$

**42. - Caracteristicile unor umpluturi**, [40, p. 506]:

| Tipul umpluturii | Dimensiuni [mm] | Volumul liber ε [m³/m³] | Suprafața specifică σ [m²/m³] | Masa a 1 m³ [kg] |
|---|---|---|---|---|
| Inele de porțelan | 8 × 8 × 1,5 | 0,64 | 570 | 600 |
| Inele ceramice | 15 × 15 × 2 | 0,70 | 330 | 690 |
| Inele ceramice | 25 × 25 × 3 | 0,74 | 204 | 532 |
| Inele ceramice | 35 × 35 × 4 | 0,78 | 140 | 505 |
| Inele ceramice | 50 × 50 × 5 | 0,785 | 87,5 | 530 |
| Inele de fier | 35 × 35 × 2,5 | 0,83 | 147 | 620 |
| Inele de fier | 50 × 50 × 1 | 0,95 | 110 | 430 |
| Pietriş rotund | 42 | 0,388 | 80,5 | - |
| Andezit bucăți | 43,2 | 0,565 | 68 | 1 200 |
| Cocs bucăţi | 42,6 | 0,56 | 77 | 455 |
| Cocs bucăţi | 40,8 | 0,545 | 86 | 585 |
| Cocs bucăţi | 28,6 | 0,535 | 110 | 660 |
| Cocs bucăţi | 24,4 | 0,532 | 120 | 600 |
| Catalizator amoniac | 6,1 | 0,465 | 960 | 2 420 |
| Catalizator CO, pastile | d = 11,5 h = 11,0 | 0,38 | 460 | 1 100 |
| Catalizator $SO_2$, pastile | d = 11,0 h = 6,5 | 0,43 | 415 | 614 |

**43.** - **La curgerea bifazică, lichid-gaz printr-o coloană cu umplutură,** determinarea punctelor de **încărcare şi înecare** se poate face experimental sau prin calcul, [15, p. 17; 45, p. 36 - 37; 40, p. 276; 48, p. 17]. O cale de determinare a **vitezei de înec** prin calcul este prezentată mai jos:

- Se calculează viteza fictivă a gazului la punctul de înecare, $w_{fin}$ cu relația, (ecuația):

$$\lg\left(\frac{w_{fin}^{2}\cdot\sigma\cdot\rho_g\cdot\eta_l^{0,16}}{g\cdot\varepsilon^3\cdot\rho_l}\right)=0{,}022-1{,}75\cdot\left(\frac{L}{G}\right)^{0,25}\cdot\left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0,125};$$

unde: - $\rho_l$ şi $\rho_g$ sunt densităţile gazului şi lichidului, [kg/m³];

- σ este suprafaţa specifică a umpluturii, [m²/m³];
- $\eta_l$ este viscozitatea dinamică a lichidului, [Pa·s];
- ε este volumul liber al umpluturii, [m³/m³];
- g este acceleraţia gravitaţională. 9,81 [m/s²];
- L şi G sunt debitele masice de lichid şi de gaz, [kg/s].

- Coloanele cu umplutură lucrează la un punct hidrodinamic optim plasat la 75÷90 [%] din viteza de înec. O relaţie de calcul ce indică acest optim este [7, 12, 22, 37]:

$$\mathrm{Re}=0{,}045\cdot Ar^{0,57}\cdot\left(\frac{G}{L}\right)^{0,43}$$

în care Ar este criteriul de similitudine Arhimede caracterizat de relaţia matematică:

$$Ar=\frac{d_{ech}^{\;3}\cdot\rho_g\cdot\rho_l\cdot g}{\eta_g^2};\qquad \text{în care:}\qquad d_{ech}=\frac{4\cdot\varepsilon}{\sigma}.$$

**44. - Calculul puterii, P,** necesare pentru acţionarea dispozitivelor de vehiculare a fluidelor: pompe, ventilatoare sau compresoare, se face pe baza relaţiei, [40, p. 72]:

$$P=\frac{V\cdot\rho\cdot g\cdot H_m}{1\,000\cdot\eta_T}=\frac{V\cdot\Delta p_T}{1\,000\cdot\eta_T};\ \text{[kW]},$$

unde: - V este debitul volumic al dispozitivului, [m³/s];

- ρ este densitatea fluidului pompat, [kg/m³];
- g este acceleraţia gravitaţională, 9,81 [m/s²];
- $H_m$ este înălţimea manometrică de pompare, [m coloană de lichid pompat];
- $\eta_T$ este randamentul total al pompei, [-];
- $\Delta p_T$ este pierderea totală de presiune în sistem, [Pa].

**45. - Puterea instalată** este mai mare decât cea necesară, cea rezultată din calcul, fiind multiplicată cu un coeficient, β, supraunitar, cu atât mai mic cu cât puterea necesară este mai mare, [40, p. 72]:

$$P_{inst}=\beta\cdot P.$$

| **Nr. crt.** | **P necesară [kW]** | **β [-]** |
|---|---|---|
| 1 | < 1 | 2,0 ÷ 1,5 |
| 2 | 1 ÷ 5 | 1,5 ÷ 1,2 |
| 3 | 5 ÷ 50 | 1,2 ÷ 1,15 |
| 4 | > 50 | 1,1 |

**46.** - **Înălţimea de aspiraţie a pompei, $H_{asp}$**, se determină cu relaţia, [40, p. 72]:

$$H_{asp} \le p_{atm} - h_T - \Sigma h_p - h_{cav};$$

unde: - $p_{atm}$ este presiunea atmosferică multianuală locală, [Pa];

- $h_T$ este presiunea vaporilor saturanţi ai lichidului dependentă de temperatură şi de altitudine, exprimată în metri de coloană de lichid, [m];

- $\Sigma h_p$ este suma pierderilor de presiune pe traseul de aspiraţie, [Pa].

**47.** - **Pentru apă**, valoarea $h_T$ este dată mai jos, [40, p. 73-74]:

| **T [$^0$C]** | **5** | **10** | **20** | **30** | **40** | **50** | **60** | **70** | **80** | **90** | **100** |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| $H_T$ [m $H_2O$] | 0,09 | 0,12 | 0,21 | 0,43 | 0,75 | 1,25 | 2,02 | 3,17 | 4,82 | 7,14 | 10,33 |
| [kPa] | 0,88 | 1,18 | 2,36 | 4,22 | 7,36 | 12,26 | 19,82 | 31,10 | 47,30 | 70,04 | 101,3 |
| m [m $H_2O$] | 0,09 | 0,12 | 0,24 | 0,43 | 0,75 | 1,25 | 2,02 | 3,17 | 4,82 | 7,14 | 10.33 |

- $h_{cav} = 0{,}00125 \cdot \left(V \cdot n^2\right)^{0,67}$;

- n este turaţia rotorului pompei, [s$^{-1}$];

- V este debitul pompei, [m$^3$/s].

**48.** - Pentru **pompe similare**, se poate conta pe simplecșii de similitudine, [40, p. 73]:

$$\frac{Q_{V1}}{Q_{V2}} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right); \qquad \frac{H_{m1}}{H_{m2}} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^2; \ \frac{P_1}{P_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^3.$$

**49.** - Pentru **compresoarele cu singură treaptă** se poate calcula **lucrul mecanic** teoretic adiabatic, $L_{ad}$ în [J/kg], efectuat în timpul compresiei adiabatice a 1 kg de gaz cu formula, [40, 1p. 75]:

$$L_{ad} = \frac{k}{k-1} \cdot p_1 \cdot V_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{k}} - 1\right] = \frac{k}{k-1} \cdot R \cdot T_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{k}} - 1\right].$$

**50.** - **Lucrul mecanic adiabatic,** $L_{ad}$ în [J/kg], pentru un kilogram de gaz comprimat poate fi determinat şi din diagramele specifice, T = f (S), (temperatură = f(entropie)) după relaţia, [40, p. 75]: $L_{ad} = i_1 - i_2$,

unde: - $i_1$ și $i_2$ sunt entalpiile specifice, (pe kilogram de gaz), între punctele inițiale și finale a transformării adiabatice, (compresiei).

**51.** - **Temperatura** gazului la ieşirea din compresor se determină cu relaţia, [40, p. 76]:

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{k}}.$$

**52. - Temperatura la ieşire din compresor pentru 1 [m³] de aer având presiunea de aspiraţie 1,013·10 ⁵ [Pa] și raport de comprimare ($p_f/p_i$)**, [20, vol. I, p. 252]:

| **($p_f/p_i$)** | 1,5 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| **$T_i$ [10 ⁰C]** | 45 | 72 | 114 | 148 | 175 | 199 | 220 | 240 | 257 | 273 |
| **$T_i$ [20 ⁰C]** | 56 | 84 | 128 | 162 | 191 | 216 | 238 | 258 | 276 | 293 |

**53. - Puterea**, P, [kW], compresorului cu o singură treaptă sau mai multe trepte se determină cu relația, [40, p. 77]: $P = \dfrac{G \cdot L_{ad}}{3\,600 \cdot 1\,000 \cdot \eta_T}$,

- G este masa de gaz prelucrată, [kg];
- k este exponentul adiabatic al gazului: $k = c_p/c_v$; pentru aer, k = 1,4;
- $p_1$ şi $p_2$ sunt presiunile de la care aspiră şi refulează compresorul, [Pa];
- $v_1$ este volumul specific de gaz în condiţiile iniţiale $p_1$ şi $T_1$, [m³/kg];
- R este constanta gazului, $R = \dfrac{8\,310}{M_m}$, [J/kg·⁰K];
- R = 0,00314 [m³·bar/kmol·⁰K];
- R = 0,008205 [m³·atm/kmol·⁰K].
- $M_m$ este masa moleculară a gazului, [kg]; pentru aer: $M_m$ = 28,9 [kg/kmol];
- $\eta_T$ este randamentul total al compresorului; de exemplu: $\eta_{compr}$ = 0,8 [-], sau 80 [%]. Datele exacte despre randament se pot prelua din cărţile tehnice ale aparatelor.
- temperatura iniţială a aerului se poate lua T = 20 [⁰C] = 293 [⁰ K];
- presiunea atmosferică este considerată cea normală; 760 [mm Hg].

**54. - Numărul de trepte** ale unui compresor poate fi calculat cu relația, [40, p. 77]:

$$x^n = \frac{p_2}{p_1}; \qquad \text{sau} \qquad n = \frac{\lg p_2 - \lg p_1}{\lg x};$$

- x este gradul de comprimare într-o treaptă.

**55. - Debitul pompei sau compresorului,** $Q_V$, [m³/s], cu **simplu efect** se calculează cu relația, [40, p. 75]:

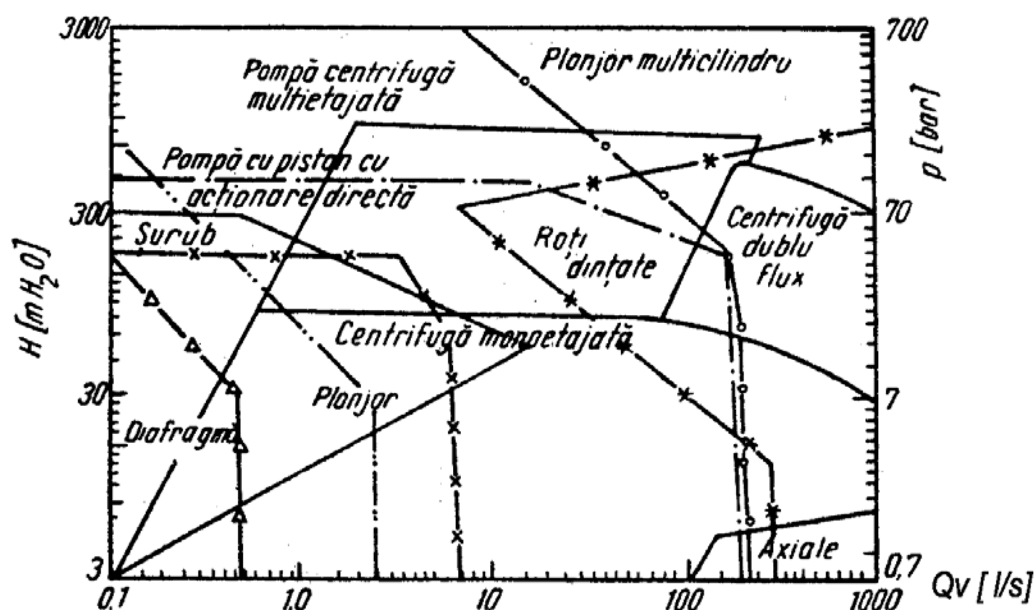
$$Q_V = \lambda \cdot \frac{S \cdot s \cdot n}{60}, \qquad \lambda = (0{,}8 \div 0{,}95)\cdot\lambda_0; \quad \lambda_0 = 1 - \varepsilon_0 \cdot \left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{1/m} - 1\right],$$

**56. - Debitul pompei sau compresorului,** $Q_V$, [m³/s], cu **dublu efect** se calculează cu relația, [40, p. 75]:

$$Q_V = \lambda \cdot \frac{\left(2 \cdot S - S_{tp}\right)\cdot s \cdot n}{60},$$

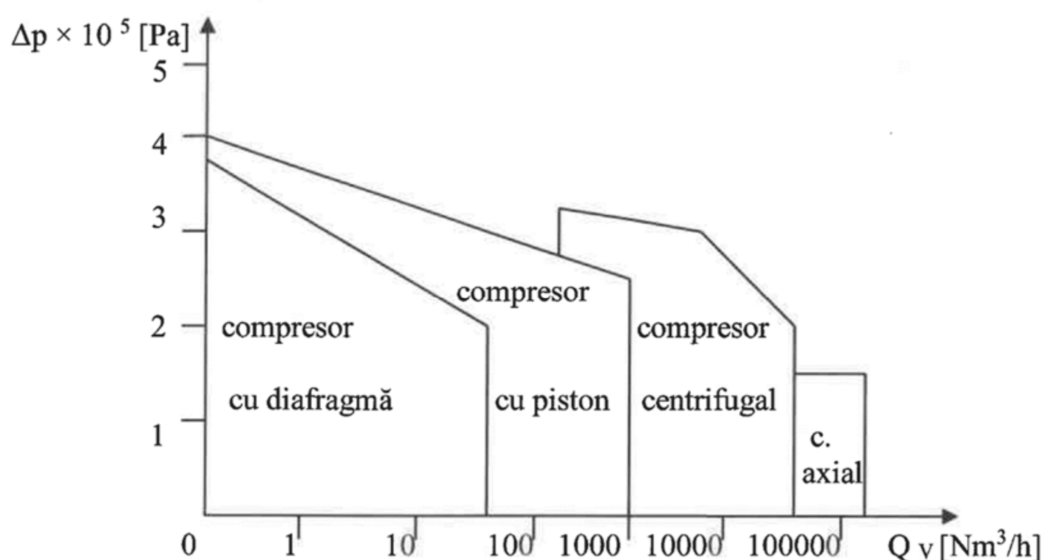
- $\lambda$ - coeficient de debit, [-];
- n - numărul de curse, [rpm], [s⁻¹];
- S - secțiunea pistonului, [m²];
- $S_{tp}$ - secțiunea tijei pistonului, [m²];
- s - cursa pistonului, [m];
- m - exponentul politropic al gazului;
- $\varepsilon_0$ - raportul dintre spațiul mort și volumul descris de piston, [-].

**57. - Diagrama de alegere a pompelor**, [46, p. 35]:




- linia continuă se referă la scara H, [m $H_2O$], - linia întreruptă se referă la scara p [bar].

**58. - Domenii de funcţionare a compresoarelor**, [46, p. 35]:




**59. - Sedimentarea particulelor fine,** cu diametru mic, **în câmp gravitațional** se poate considera **în regim laminar**, (Stockes), cu verificarea ulterioară a regimului de curgere, dacă: $0 < Re \le 2$; $3,6 \le Ar$; $2 \cdot 10^{-3} \le Li$.

- Criteriul Reynolds: $Re = \dfrac{w_{sed} \cdot d_p \cdot \rho_e}{\eta_e}$; - Criteriul Arhimede: $Ar = \dfrac{d_p^3 \cdot \Delta\rho \cdot g \cdot \rho_l}{\eta_l^2}$;

- Criteriul Liascenko: $Li = \dfrac{w_{sed}^3 \cdot \rho_f^2}{\eta_l \cdot \Delta\rho \cdot g}$;

**60. - Viteza de sedimentare în câmp gravitațional,** pentru acest caz, particule cu diametru mic, se determină cu relația, [40, p. 95]:

$$w_{sed} = \frac{1}{18} \cdot \frac{d_p^2 \cdot (\rho_p - \rho_f) \cdot g}{\eta_f};$$

unde: - $d_p$ este diametrul particulelor, [m]; - $\rho_p$ este densitatea particulelor, [kg/m$^3$];

- $\rho_f$ este densitatea fluidului, [kg/m$^3$]; - $\eta_f$ este viscozitatea a fluidului, [Pa·s];

- g este accelerația gravitațională, [m/s$^2$]; - $\Delta\varrho = (\varrho_p - \varrho_f)$, [kg/m$^3$].

**61. - Viteza de sedimentare în câmp centrifugal** a unei particule este, [46, p. 55]:

$$w_{sed\ centr} = \frac{1}{18} \cdot \frac{d_p^2 \cdot (\rho_p - \rho_e) \cdot \omega^2 \cdot R}{\eta_f}\ ;\ w_{sed\,centr} = \frac{dR}{d\tau}.$$

**62. - Timpul de sedimentare în câmp centrifugal a unei particule cu diametrul $d_p$:**

$$\int_0^{\tau} d\tau = \int_{R1}^{R2} \frac{dR}{w_{sed\,centr}};\quad \text{deci: } \tau = \frac{\eta_f}{18 \cdot d_p^2 \cdot (\rho_p - \rho_f) \cdot \omega^2} \cdot \ln\frac{R_2}{R_1};$$

unde: - $R_1$ şi $R_2$ sunt raza luciului de lichid, respectiv raza tamburului centrifugei, [m];

- $\omega = 2 \cdot \pi \cdot n$ este pulsația, viteza unghiulară de rotație, [1/s];

- n este viteza de rotaţie a tamburului, [1/s].

**63. - Diametrul particulei** care sedimentează într-o **centrifugă discontinuă** depinde de timpul de operare, la turația de regim, τ, [s], [40, p. 106]::

$$d_p = \sqrt{\frac{\eta_f \cdot \ln\frac{R_2}{R_1}}{18 \cdot (\rho_p - \rho_f) \cdot \omega^2 \cdot \tau}}$$

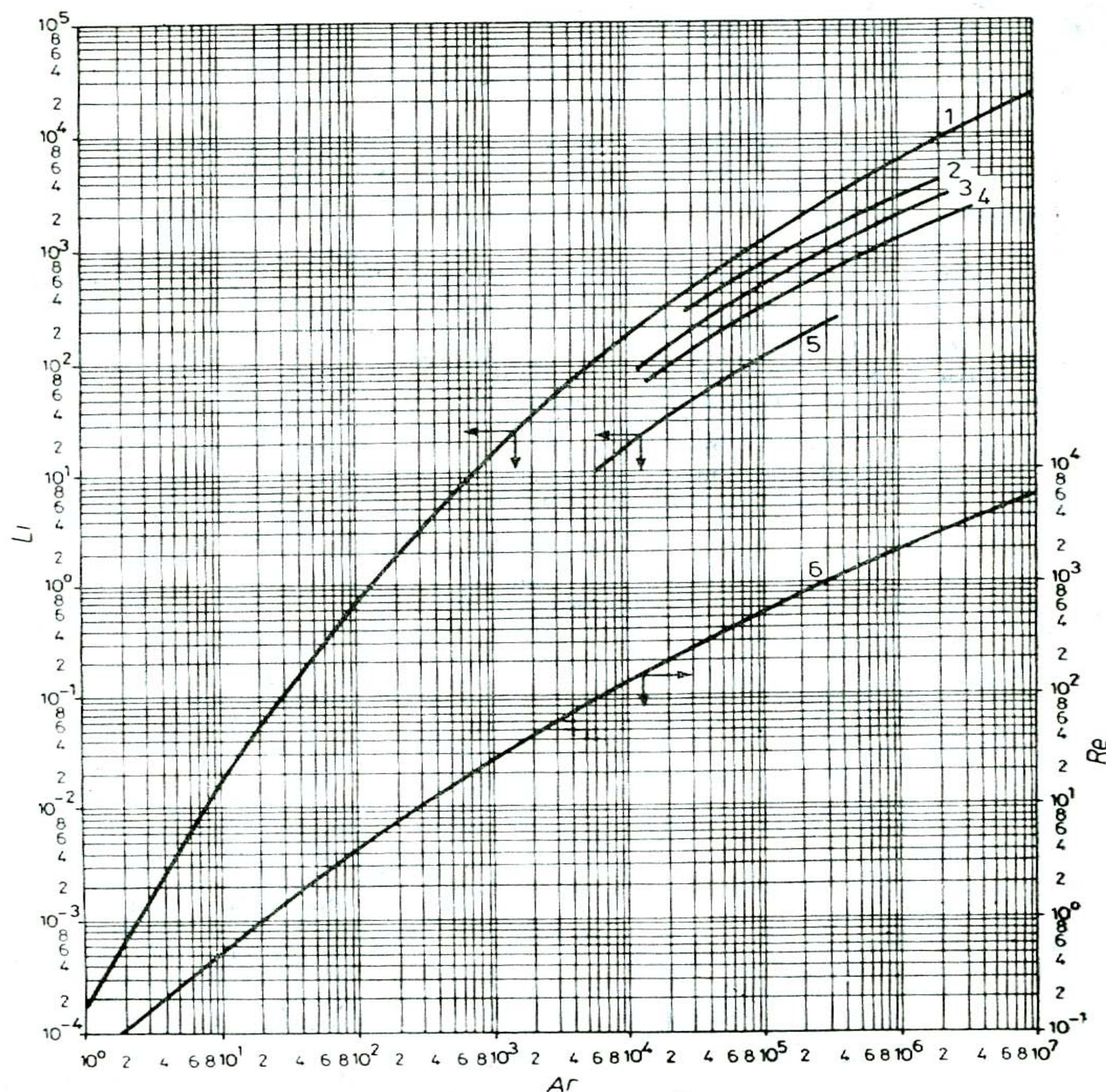
unde: - $R_1$ şi $R_2$ sunt raza luciului de lichid, respectiv raza tamburului centrifugei, [m];

- $\omega = 2 \cdot \pi \cdot n$ este pulsația, viteza unghiulară de rotație, [1/s];

- n este viteza de rotaţie a tamburului, [1/s].

**64. - Diagrama de sedimentare a particulelor solide:**

**Li = f(Ar), Re = f(Ar)**, [40, p. 97]:




***1 și 6 - particule sferice; 2 - particule rotunjite; 3 - colțuroase; 4 - alungite; 5 - lamelare***

**65. - Date practice pentru cicloane** [20, vol II, p. 156]

| | | | |
|---|---|---|---|
| - Eficacitatea de colectare, | - normal | 70 ÷ 80 | [%]; |
| | - excepţional | 99 | [%]; |
| - Diametrul minim | - normal | 200 ÷ 5 | [μm]; |
| | - excepţional | 0,1 | [μm]; |
| - Viteza maximă de intrare în ciclon | | 20 | [m/s]; |
| - Temperatura maximă de utilizare | | 1 000 | [$^0$C]; |
| - Presiunea maximă de utilizare | | $500 \cdot 10^{5}$ | [Pa]; |
| - Pierderea de presiune, (rez. hidraulică), în ciclon | | 400-850 | [Pa]; |
| - în multicicloane, | - sarcină normală | 350 - 500 | [Pa]: |
| | - sarcină maximă | 600 - 850 | [Pa]. |

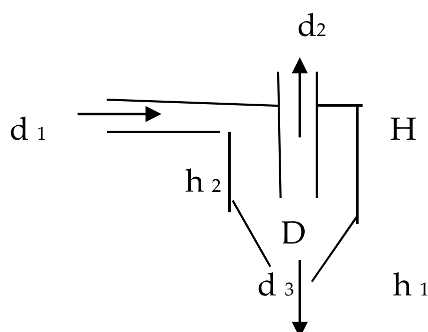
**66. - Dimensiuni pentru cicloane** [20, vol II, p. 154]

| Debit de gaz [$m^3/s$] | D [mm] | H [mm] | I [mm] | E [mm] | C [mm] |
|---|---|---|---|---|---|
| 0,57 | 740 | 975 | 1 655 | 205 | 203 |
| 1,74 | 1 145 | 1 735 | 3 355 | 355 | 203 |
| 3,58 | 1 400 | 2 615 | 3 600 | 510 | 203 |
| 5,67 | 1 990 | 3 125 | 5 720 | 635 | 203 |
| 11,3 | 2 740 | 4 275 | 7 750 | 915 | 203 |
| 18,9 | 3 585 | 5 490 | 9 930 | 1 170 | 203 |
| 22,2 | 3 970 | 6 100 | 11 065 | 1 270 | 203 |

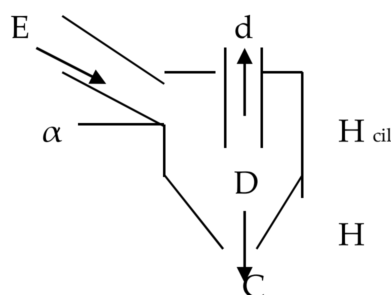
**67. - Simplecşi de similitudine recomandaţi pentru cicloane** [16, p. 270]

$E/D = 0,5$, $E_{exh}/D = 0,5 \div 0,6$, $C/D = 0,25$, $H/D = 1,75 \div 2$, $(H_{cil} - H)/D = 2 \div 3$, $(H_{cil} - H - E)/D = 0,12$, unghiul părţii conice = $30^0 \div 40^0$.

**68. - Scheme și rapoarte de similitudine pentru cicloane**, [40, p. 99]




$d_1/D = 0,5$; $d_2/D = 0,5 \div 0,6$;
$d_3/D = 0,25$; $H/D = 2 \div 3$;
$h_1/D = 1,75 \div 2$; $h_2/D = 0,12$;
$H/h_1 = 2 \div 3$; $(H - d_1)/D = 0,12$;
unghiul apex-ului $\alpha = 30^0 \div 40^0$




| unghi de atac | coef. rez. locală $\zeta$ |
|---|---|
| $\alpha = 24^0$ | 60 |
| $\alpha = 15^0$ | 105 |
| $\alpha = 11^0$ | 180 |

$E/D = 0,5$; $C/D = 0,25$;
$H/D = 1,75 \div 2$; $d/D = 0,58 \cdot D$.

**69. - Ecuaţia generală a filtrării** este, [40, p. 100 - 103]:

$a \cdot V_f^2 + b \cdot V_f = \tau$, sau scrisă sub altă formă: $V_f^2 + 2 \cdot C \cdot V_f = K \cdot \tau$,

unde: $$[V_f] = \left[\frac{m^3}{m^2}\right] = \left[\frac{volum\ de\ filtrat}{aria\ filtrului}\right];$$

- a este o constantă specifică fiecărui tip de precipitat, [$s/m^2$];
- b este o constantă specifică fiecărui tip de material filtrant, [s/m];
- a şi b sunt constantele de filtrare care se determină experimental în aceleaşi condiţii în care are loc filtrarea;
- C este o constantă specifică fiecărui tip de material filtrant, [$m^3/m^2$], similară cu b;
- K este o constantă caracteristică precipitatului, [ $m^2/s$], similară cu a.

**70.** - **Viteza de filtrare** a lichidului prin materialul filtrant, [$m^3/m^2s$], se poate determina prin derivarea ecuaţiei filtrării în raport cu timpul, [40, p. 100 - 103]:

$dV_f/d\tau = 1/[(2\cdot a\cdot V_f + b)]$,          sau          $dV_f/d\tau = 1/[2\cdot (V_f + C)]$,

**71.** - **Constanta precipitatului**, [40, p. 100 - 103]:

$$K = \frac{1}{a} = \frac{2\cdot\Delta p}{\eta\cdot c\cdot r};$$

unde: - $\Delta p$ este căderea de presiune în filtru, [Pa];

- $\eta$ este viscozitatea filtratului, [Pa·s];
- r este rezistenţa specifică a precipitatului, calculată la 1 [kg] substanţă uscată, [m/kg];
- c este cantitatea de solid uscat depus la trecerea prin filtru a 1 [$m^3$] filtrat, [$kg/m^3$];

$$c = \frac{\rho\cdot x}{1 - m\cdot x};$$

unde: - $\rho$ este densitatea filtratului, [$kg/m^3$];

- x este concentraţia masică a solidului, [kg/kg];
- m este masa precipitatului umed raportată la 1 [kg] substanţă uscată, [kg/kg];

$$K = \frac{1}{a} = \frac{2\cdot\Delta p\cdot(1 - m\cdot x)}{\eta\cdot r\cdot\rho\cdot x};$$

Dacă se cunoaște constanta K sau a din date experimentale, se poate determina r:

$$r = \frac{2\cdot\Delta p\cdot(1 - m\cdot x)}{K\cdot\eta\cdot r\cdot\rho\cdot x}.$$

**72.** - **Constanta materialului filtrant, $r_{mf}$**:

$$C = \frac{b}{2} = \frac{r_{mf}}{r\cdot c} = \frac{r_{mf}\cdot(1 - m\cdot x)}{r\cdot x\cdot\rho}.$$

unde: - $r_{mf}$ este rezistența specifică a materialului filtrant pe 1 [$m^2$ filtru].

Dacă se cunoaște constanta C sau b din date experimentale, se poate determina $r_{mf}$:

$$r_{mf} = \frac{C\cdot r\cdot\rho\cdot x}{1 - m\cdot x}.$$

**73.** - **Concentraţia apei de spălare** în perioada de spălare prin difuziune:

$$c_{sp} = c_{in}\cdot e^{-\beta\cdot w\cdot\tau/\delta};$$

unde: - $c_{in}$ este concentraţia iniţială, [$kg/m^3$];

- $c_{sp}$ este concentraţia la timpul $\tau$ de spălare; [$kg/m^3$];
- w este intensitatea de spălare, [$m^3/m^2\cdot s$];
- $\delta$ este grosimea stratului de precipitat, [m];
- $\beta$ – este un coeficient determinat experimental, [-].

**74.** - **Cantitatea de substanţă uscată**, G, [kg] din precipitatul rezultat pe filtru este:

$$G = V \cdot c = V \cdot \frac{\rho_f \cdot x}{(1 - m \cdot x)},$$

unde: - V este cantitatea de filtrat colectat, [ $m^3$].

**75.** - **Concentraţia x a fazei solide**, [kg/kg], în suspensie se poate determina cu relaţia:

$$x = \frac{(\rho_{susp} - \rho_f)}{(\rho_s - \rho_f) \cdot \rho_{susp}},$$

unde: - $\rho_{susp}$, $\rho_f$, $\rho_s$ sunt densitățile suspensiei, filtratului și solidului, [kg/$m^3$];

- n este masa fazei lichide din suspensie pe unitatea de masă de fază solidă, adică:

s : l = 1 : n.

**76.** - **Densitatea suspensiei, $\rho_{susp}$**, [kg/$m^3$], sau a precipitatului umed se calculează cu relaţia:

$$\rho_{susp} = \frac{\rho_f \cdot (1 + n) \cdot \rho_s}{(\rho_f + \rho_s \cdot n)}.$$

**77. - Suprafaţa filtrului cu saci se determină cu formula**, [40, p. 100 - 1003]:

$$S = \frac{V}{V_{sp}},$$

unde: - V este debitul volumic de gaz purificat, [$m^3$/min];

- $V_{sp}$ este volumul specific de gaz purificat în filtrele cu saci, care se admite:

0,2 ÷ 1 [$m^3/m^2 \cdot$min] pentru particule fine;

1 ÷ 2,5 [$m^3/m^2 \cdot$min] pentru particule grosiere.

**78. - Forţa centrifugă,** [N], generată la centrifugare se determină cu relaţia:

$$F = M \cdot \omega^2 \cdot R \approx 40 \cdot M \cdot n^2 \cdot R \approx 20 \cdot M \cdot n^2 \cdot D$$

unde: - M este masa de material din centrifugă, lichid plus solid, [kg];

- D = 2·R este diametrul, respectiv raza tamburului centrifugei, [m];
- n este turaţia centrifugei, [1/s];
- $\omega = 2 \cdot \pi \cdot n$ este pulsaţia de rotaţie, viteza unghiulară de rotaţie, [1/s].

**79.** - **Presiunea de filtrare** la centrifugare, Δp, [Pa], se calculează aproximativ cu relaţiile, [40, p. 103 - 107]:

**a)** $$\Delta p_{centr} = \frac{F}{A};$$

unde: - F este forţa centrifugă, [Pa];

- A = π·D·H, este aria laterală a tamburului, [$m^2$];
- H este înălţimea tamburului, [m].

**b)** $\Delta p = 20 \cdot \varrho_{susp} \cdot n^2 \cdot (R_2^2 - R_1^2) = 5 \cdot \varrho_{susp} \cdot n^2 \cdot (D_2^2 - D_1^2)$;

- $\varrho_{susp}$ este densitatea suspensiei, [kg/m$^3$];
- $D_1 = 2 \cdot R_1$ este diametrul interior al stratului de lichid, [m];
- $D_2 = 2 \cdot R_2$ este diametrul interior al tamburului, [m];
- n este turaţia centrifugei, [1/s].

**80. - Puterea necesară în perioada de pornire,** $P_1$, a unei centrifuge discontinue, [W]:

$$P = \frac{L_1 + L_2}{\tau};$$

unde: - $\tau$ este timpul de ajungere la turaţia de regim, [s];
- **Observaţie**: din date practice, timpul de pornire este de 1 ÷ 3 [min];
- $L_1$ este lucrul mecanic necesar pentru învingerea inerţiei tamburului, [J];

$$L_1 = \frac{M_t \cdot w_2^2}{2};$$

unde: - $M_t$ este masa tamburului, [kg];
- $w_2 = \omega \cdot R_2$ este viteza tamburului la diametrul exterior, [m/s].
- $L_2$ este lucrul mecanic necesar pentru învingerea inerţiei materialului, [J];

$$L_2 = \frac{0{,}75 \cdot w_1^2 \cdot \rho_{susp} \cdot V}{4};$$

unde. - $w_1 = \omega \cdot R_1$ este viteza tamburului la diametrul interior, [m/s];
- $V = (\pi \cdot D_1^2 \cdot H)/8$ este volumul de suspensie considerat la jumătatea tamburului, [m$^3$].

**81.** - **Puterea necesară pentru învingerea frecărilor axului în lagăre**, $P_2$:

$$P_2 = \lambda \cdot M \cdot w_{ax} \cdot g;$$

unde: - $\lambda$ este coeficientul de frecare ax - lagăre inelare: 0,07 – 0,1;
ax - lagăre cu rulmenţi cu bile: 0,03;
- m este masa totală a pieselor în mişcare, inclusiv suspensia, [kg];
- $w_{ax}$ este viteza periferică a axului tamburului, [m/s];
- g este acceleraţia gravitaţională, [m/s$^2$].

**82. - Puterea necesară pentru învingerea frecărilor tamburului cu aerul**, $P_3$:

$$P_3 = 6{,}762 \cdot 10^{-3} \cdot R_2^2 \cdot w_2^3 \cdot \varrho_{aer};$$

**83. - Puterea totală necesară**, $P_T$, pentru centrifugele cu funcţionare discontinuă este:

$$P_T = P_1 + P_2 + P_3;$$

**84.** - Pentru **puterea calculată**, $P_c$, se aplică formula:

$$P_c = \frac{P_T}{\eta_T};$$

unde: - $\eta_T$ este randamentul sistemului de transmisie, [-], de obicei cuprins între 0,7–0,9.

**85.** - **Puterea electrică instalată**, P inst, va ţine seama de recomandările prezentate la pompe. $P_{inst} = \beta \cdot P_c$.

**86.** - **Capacitatea de producţie**, $V_p$, [m³/s], a unei centrifuge verticale cu funcţionare continuă şi îndepărtare automată a sedimentului cu racletă se poate calcula cu relaţia: $V_p = 25{,}3 \cdot \eta \cdot L \cdot n^2 \cdot w_{sed\,centr} \cdot R_0^2$;

unde: - η este un coeficient exprimă turbulenţele create de sistemele interioare, 0,4–0,5;

- L este lungimea tamburului, [m];
- n este turaţia centrifugii, [1/s];
- $R_0$ este raza interioară a stratului de suspensie, [m].

**87.** - **Capacitatea de producţie**, $V_p$, [m³/s], a unei centrifuge orizontale cu funcţionare continuă şi îndepărtare automată a sedimentului cu şnec, (melc), se poate calcula cu relaţia:

$$V_p = 3{,}5 \cdot \frac{D_{pl}^2 \cdot L_{pl} \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot d^2 \cdot n^2}{\eta_f};$$

unde: - $D_{pl}$ şi $L_{pl}$ sunt diametrele şi lungimea cilindrului de preaplin, [m];

- d este diametrul particulei cele mai mici care sedimentează, [m].

**88.** - **Debitul supercentrifugei tubulare**, $V_p$ [m³/s] se determină cu relaţia:

$$V_p \le \frac{w_{sed\,centr} \cdot V_l}{h};$$

unde: - $w_{sed\,centr}$ este viteza de sedimentare în câmp centrifugal, [m/s];

- $V_l$ este volumul de lichid din tambur, [m³], $V_l = 0{,}785 \cdot (D^2 - D_0^2) \cdot L$ ;
- L este lungimea părţii active a tamburului, [m];
- h este adâncimea curentului din tambur, [m];
- D şi $D_0$ sunt diametrele interioare, respectiv a pragului de preaplin, [m].

**89.** - **Un strat fix de granule are porozitatea**, $\varepsilon_0$, sau fracţia de goluri, [m³/m³], sau [-], [40, p. 19 - 112]:

$$\varepsilon_0 = \frac{V - V_{gr}}{V};$$

unde: - V şi $V_{gr}$ sunt volumele ocupate de material, respectiv granule, [m³];

- Dacă se poate neglija densitatea mediului faţă de a granulei

$$\varepsilon_0 = 1 - \frac{\rho_{vrac}}{\rho_s};$$

unde: - $\rho_s$ şi $\rho_{vrac}$ sunt densităţile granulei, respectiv a grămezii de particule, (densitate în vrac), [kg/m³];

- **Observaţie**: pentru un strat larg de particule **monodisperse**, $\varepsilon_0$ are valoarea 0,4.

**90.** - **Pentru un strat fluidizat porozitatea**, ε, se determină cu relaţia:

$$\varepsilon = \frac{V_{strfl} - V_{gr}}{V_{strfl}} = 1 - \frac{V_{gr}}{V_{strfl}}.$$

**91.** - Dacă **nu se pierde solid** din strat ul fluidizat, **pierderea de presiune**, Δp $_{sf}$, [Pa], este:

$$\Delta p_{sf} = \frac{G_{sf}}{A};$$

unde: - $G_{sf}$ = M·g este greutatea materialului, [kg·m/s²];
- A este secţiunea stratului, [m²].

**92.** - **Pierderea de presiune în stratul fluidizat**, $\Delta p_{sf}$, [Pa], se determină cu relaţia:

$$\Delta p_{sf} = (\rho_s - \rho_f)\cdot g\cdot(1 - \varepsilon)\cdot h = (\rho_s - \rho_f)\cdot g\cdot(1 - \varepsilon_0)\cdot h_0;$$

unde: - $h_0$ şi h sunt înălţimile stratului fix respectiv a stratului fluidizat, [m];
- g este acceleraţia gravitaţională, 9,81 [m/s²].

- **Observaţie**: dacă agentul de fluidizare este un gaz, densitatea sa se poate neglija:

$$\Delta p_{sf} = \rho_s\cdot g\cdot(1 - \varepsilon)\cdot h = \rho_s\cdot g\cdot(1 - \varepsilon_0)\cdot h_0.$$

**93.** - **Relaţia** de legătură **între înălţimile caracteristice**:

$$h = \frac{1-\varepsilon_0}{1-\varepsilon}\cdot h_0.$$

**94. - Porozitatea stratului fluidizat** la diferite viteze de fluidizare se determină cu relaţia:

$$\varepsilon = \left(\frac{18\cdot \mathrm{Re} + 0{,}36\cdot \mathrm{Re}^2}{Ar}\right)^{0,21};$$

sau din diagramele de corelare a criteriilor Liascenko şi Arhimede.

$$\mathrm{Re} = \frac{w_{fic}\cdot d_s\cdot \rho_f}{\eta_f}; \qquad Ar = \frac{d_s^3\cdot(\rho_s - \rho_f)\cdot \rho_f\cdot g}{\eta_f^2}.$$

- **Observaţie**: Pentru criteriul Reynolds, Re, se utilizează **viteza fictivă** a fluidului, $w_{fic}$, care se calculează prin raportarea debitului volumic al fluidului, $Q_V$, [m³/s], la secţiunea considerată „goală” a aparatului, (coloanei): $w_{fic} = \frac{Q_v}{S}$.

**95.** - **Porozitatea stratului fluidizat** la diferite viteze fictive a fluidului se poate calcula cu relația: $\varepsilon_{w\,fic} = 1 - \frac{h_0}{h}\cdot(1-\varepsilon_0)$;

unde: - $\varepsilon_0$ este porozitatea iniţială a stratului fix. Pentru particule polidisperse, $\varepsilon_0$ = 0,38.

**96.** - **Densitatea stratului fluidizat** la diferite viteze a fluidului se calculează cu relaţia: $\rho_{sf} = M_{sf}/V_{sf} = (\rho_{gr}\cdot h_0)/h_{sf}$; [kg/m³].

**97.** - **Viteza minimă de fluidizare** se poate determina fie cu relaţia empirică a lui Rowe, cu alte relaţii criteriale sau din diagrame specifice:

$$w_{\min} = 8{,}1 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{(\rho_s - \rho_f) \cdot d_s^2}{\eta_f}; \qquad \mathrm{Re}_{cr} = \frac{Ar}{1400 + 5{,}22 \cdot \sqrt{Ar}};$$

$$\mathrm{Re}_{cr} = \frac{w_{\min} \cdot d_s \cdot \rho_f}{\eta_f}, \qquad \text{iar} \qquad Ar = \frac{d_s^3 \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot \rho_f \cdot g}{\eta_f^2}.$$

unde: - $d_s$ este diametrul granulei, [m], - $\eta_f$ este viscozitatea dinamică [Pa·s],

- $\rho_f$ este densitatea, [kg/m³], - g reprezintă acceleraţia gravitaţională [m/s²].

**- Observaţie**: La fluidizarea cu gaze se poate neglija densitatea gazului din diferenţa ($\varrho_s$ - $\varrho_f$).

În diagrama Li - Ar, această viteză corespunde situaţiei ε = 0,4.

**98.** - **Indicele de fluidizare** este raportul dintre viteza practică de lucru şi cea minimă de fluidizare: $K_w = w_{lucru}/w_{min}$;

**99. - Viteza reală** a fluidului între granulele stratului fluidizat este: $w = \dfrac{w_{fic}}{\varepsilon_{w\,fic}}$.

**100. - Viteza de antrenare,** $w_{antr}$ [m/s], este aceea care elimină din aparat particulele solide şi se determină cu relaţia:

$$\mathrm{Re}_{antr} = \frac{Ar}{18 + 0{,}61\sqrt{Ar}}, \qquad \mathrm{Re}_{anrtr} = \frac{w_{antr} \cdot d_s \cdot \rho_f}{\eta_f};$$

În diagrama Li - Ar, această viteză corespunde situaţiei ε = 1.

**101.** - **Diametrul particulelor antrenate din strat** se determină din criteriul Liascenko: Li = Re³ / Ar,

$$Li = \frac{w_{antr}^3 \cdot \rho_f^2}{\eta_f \cdot \Delta\rho \cdot g} = \frac{w_{antr}^3 \cdot \rho_f^2}{\eta_f \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot g}.$$

- **Observaţie**: În cazul fluidizării cu gaze se poate utiliza expresia: $\mathrm{Li} = \dfrac{w_{antr.}^3 \cdot \rho_f^2}{\eta_f \cdot \rho_s \cdot g}$.

**102. - Pierderea de presiune în sita de distribuţie** a fluidului se calculează cu relaţia:

$$\Delta p_s = \frac{0{,}503 \cdot w_0^2 \cdot \rho_f \cdot (1 - \varphi^2)}{C^2};$$

unde: - φ este fracţia liberă din secţiunea sitei, de obicei 0,01 ÷ 0,05;

- $w_0 = w_f/\varphi$ este viteza gazului în orificiul sitei, [m/s];

- $w_f$ este viteza fictivă a fluidului în aparat, [m/s];

- $d_0$ este diametrul găurii sitei, [m];

- δ este grosimea sitei, [m];

- C este coeficientul de rezistență al sitei, [-], prelevat din tabelul de mai jos:

| $d_0/\delta$ | 0,5 | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| C | 0,85 | 0,82 | 0,78 | 0,74 | 0,70 | 0,69 | 0,68 | 0,66 | 0,64 | 0,62 | 0,60 |

**103. - Coeficientul de formă, Φ, a particulelor** diferite de cea sferică se determină cu expresia:

$$\Phi = \sqrt{0{,}207 \cdot \frac{S_p}{V_p^{2/3}}};$$

unde: - $S_p$ este suprafaţa particulei, [m$^2$]; - $V_p$ este volumul particulei, [m$^3$].

**104. - Diametrul echivalent, $d_{ech}$,** [m], se determină cu relaţia:

$$d_{ech} = \Phi \cdot d_{sf} = 1{,}24 \cdot \Phi \cdot \sqrt[3]{V};$$

- $d_{sf}$ este diametrul sferei cu acelaşi volum cu al particulei, [m];

- Pentru un **strat fluidizat din particule polidisperse**, diametrul echivalent al întregului strat se determină cu relaţia: $d_{ech} = \dfrac{1}{\sum_i^n \dfrac{x_i}{d_i}}$;

unde: - n este numărul de sorturi obţinute prin sitare;

- $x_i$ este fracţia masică a sortului i, [-].
- $d_i$ este diametrul mediu al sortului i, [m].

**105. - Durata medie de staţionare**, $\tau_0$, [s], a unei particule într-un strat fluidizat format din particule monodisperse este: $\tau_0 = \dfrac{M}{Q_M}$;

unde: - M este masa de material care se află în strat, [kg];

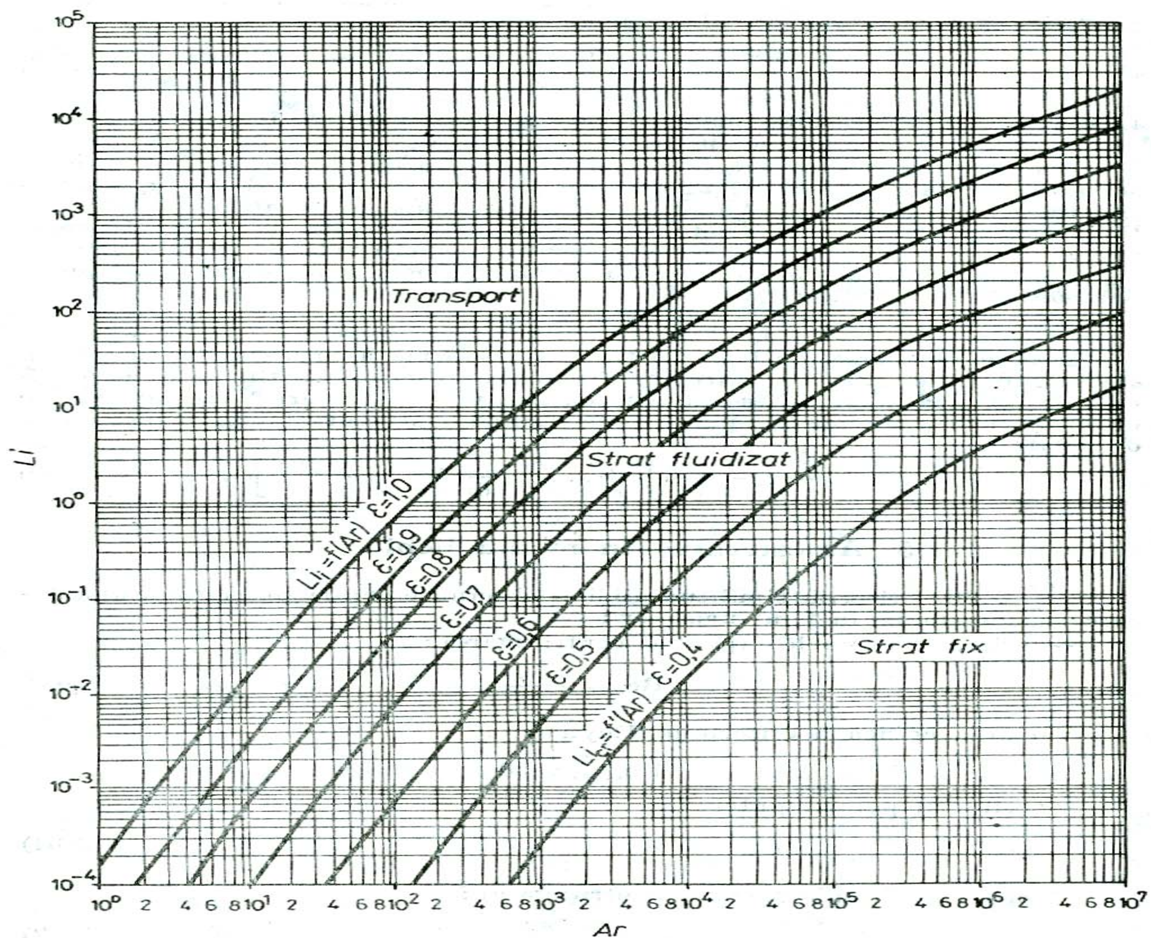
- $Q_M$ este debitul masic de alimentare al stratului, [kg/s].

**106. - Durata de staţionare a unei particule în stratul fluidizat** diferă mult de durata medie de staţionare. Fracţia x de particule care au durata de staţionare în strat egală sau mai mare decât un timp dat, τ, [s], este dată de relaţia: $x = e^{-\tau/\tau_0}$.

**107. - Pentru n straturi fluidizate în serie**, fracţia $x_n$ de particule care au durata de staţionare egală sau mai mare decât τ este:

$$x_n = \left[1 + \frac{\tau}{\tau_0} + \frac{1}{2!} \cdot \left(\frac{\tau}{\tau_0}\right)^2 + \cdots + \frac{1}{(n-1)!} \cdot \left(\frac{\tau}{\tau_0}\right)^{n-1}\right] \cdot e^{-\tau/\tau_0}.$$

**108. - Diagrama de corelare Li = f(Ar) la fluidizare**




**109.** - La **amestecarea lichidelor sau a suspensiilor prin barbotarea** aerului sau a gazelor, **presiunea** de injectare $\Delta p_T$, [Pa], se determină cu relația, [40, p. 112 - 113]:

$$\Delta p_T = \left(1 + \lambda \cdot \frac{L}{d} + \Sigma \xi\right) \cdot \frac{\rho_g \cdot w_g^2}{2} + \rho_l \cdot g \cdot H_l ;$$

unde: - $\lambda$ este coeficientul de frecare gaz-conducta de injectare, [-];

- L este lungimea conductei de alimentare cu aer sau gaz, [m];
- d este diametrul interior al conductei, [m];
- $\Sigma \xi$ este suma coeficienţilor de rezistenţă locală, [-];
- $\rho_g$, $\rho_l$ sunt densităţile gazului, respectiv a lichidului amestecat, [kg/m$^3$];
- $w_g$ este viteza gazului în conductă, [m/s];
- g este acceleraţia gravitaţională, 9,81 [m/s$^2$];
- $H_l$ este înălţimea stratului de lichid amestecat, [m].

La valoarea presiunii astfel calculate, se mai adaugă un supliment de 3 ÷ 5 [%].

**110. - Debitul necesar de aer** sau de gaze pe unitatea de suprafaţă, **$Q_{v\,aer}$,** necesar amestecării este: - amestecare slabă sau puţin intensă: 0,25 ÷ 0,40 [m³/m²·min];

- amestecare medie: 0,45 ÷ 0,75 [m³/m²·min];
- amestecare intensă: 0,75 ÷ 1,10 [m³/m²·min].

**110.** - Pentru **amestecarea lichidelor sau a suspensiilor cu amestecătoare mecanice** pentru sisteme asemenea din punct de vedere geometric, (similitudine de formă şi de dimensiune), se utilizează relaţia de asemănare: $K_N = \frac{c}{\mathrm{Re}^m}$;

unde: - c şi m sunt constante caracteristice tipului de agitator şi regim de amestecare:

- $K_N$ este criteriul Puterii sau criteriul Euler la amestecare: $K_N = \frac{P}{\rho_l \cdot n^3 \cdot d_{ag}^5}$;

- $\mathrm{Re}_{am}$ este criteriul Reynolds pentru amestecare: $\mathrm{Re}_{am} = \frac{w_{ag} \cdot d_{ag} \cdot \rho_l}{\eta_l} = \frac{n \cdot d_{ag}^2 \cdot \rho_l}{\eta_l}$.

**111. - Intensitatea** amestecării este determinată de cifra Reynolds, Re.

- $\mathrm{Re}_{am} < 50$; regim laminar de amestecare,
- $\mathrm{Re}_{am} > 50$; regim turbulent de amestecare.

- $\mathrm{Fr}_{am}$ este criteriul Froude pentru amestecare: $\mathrm{Fr}_{am} = \frac{n^2 \cdot d_{ag}}{g}$.
- P este puterea necesară creării turbulenţei la amestecare, [W];
- $\rho_l$ este densitatea lichidului sau amestecului, [kg/m³];
- $\eta_l$ este viscozitatea lichidului sau amestecului, [Pa s];
- n este turaţia amestecătorului, [rot/s];
- $d_{ag}$ este diametrul agitatorului, [m];
- $w_{ag}$ este viteza periferică a agitatorului: $w_{ag} = \pi \cdot n \cdot d_{ag}$, [m/s].

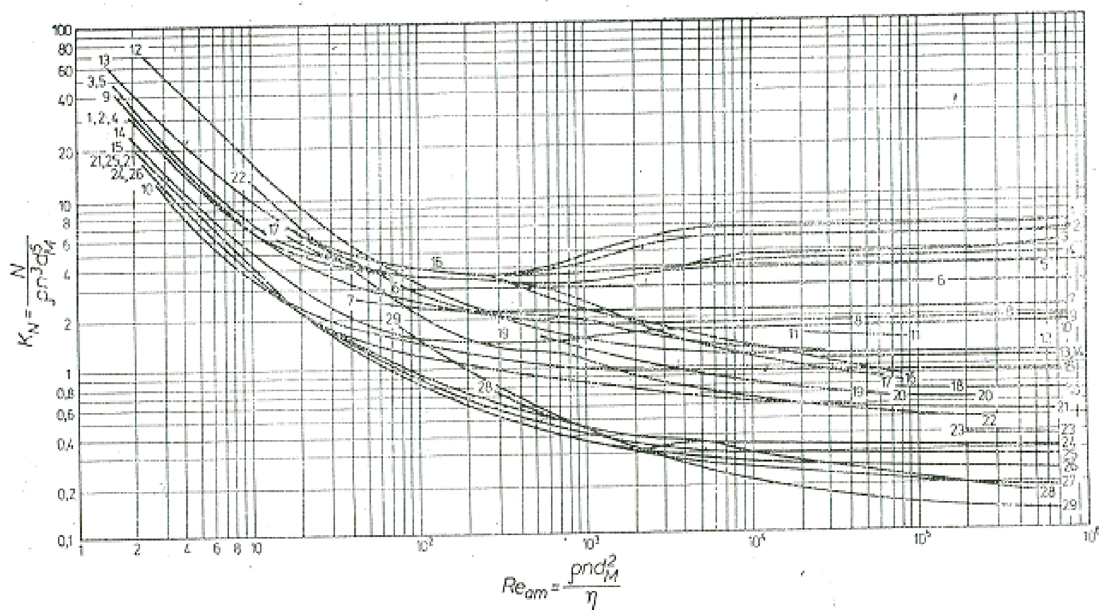
**112. Valorile constantelor c şi m pentru une le tipuri de amestecătoare**, [40, p. 507]

| Tipul agitatorului | H/d | D/d | h/d | c | M | Condiţii |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Cu două palete | 2 | 2 | 0,36 | 111 | 1 | Re < 20 |
| Cu două palete | 2 | 2 | 0,36 | 14,35 | 0,31 | $10^2 < Re < 5\times10^4$ |
| Cu două palete | 3 | 3 | 0,33 | 6,8 | 0,2 | |
| Cu două palete la unghi de $45^0$ | 3 | 3 | 0,33 | 4,05 | 0,2 | |
| Cu patru palete | 3 | 3 | 0,33 | 8,52 | 0,2 | |
| Cu patru palete la $45^0$ în sus | 3 | 3 | 0,33 | 5,05 | 0,2 | |
| Cu patru palete la $60^0$ în sus | 3 | 3 | 0,33 | 6,30 | 0,18 | |
| Ancoră cu două palete | 1,11 | 1,11 | 0,11 | 6,2 | 0,25 | |
| Ancoră cu patru palete | 1,11 | 1,11 | 0,11 | 6 | 0,25 | |
| Elice cu două palete la $22,5^0$ | 3 | 3 | 0,33 | 0,985 | 0,15 | |
| Elice cu trei palete | 3,5 | 3,8 | 1 | 230 | 1,67 | Re < 30 |
| Elice cu trei palete | 3,5 | 3,8 | 1 | 4,63 | 0,35 | $30 < Re < 3\times10^3$ |
| Elice cu trei palete | 3,5 | 3,8 | 1 | 1,19 | 0,15 | $Re > 3 \times 10^3$ |
| Turbină cu trei palete | 3 | 3 | 0,33 | 3,9 | 0,2 | |
| Turbină cu şase palete şi tub de tiraj | 1,78 | 2,4 | 0,25 | 5,98 | 0,15 | |

**113.** - **Similitudinea** la amestecarea lichidelor şi suspensiilor trebuie să ia în considerare atât geometria vasului şi a amestecătorului cât şi rapoartele dintre mărimile acestora, adică: H/D, H/d, H/h, D/d, D/h, d/h etc.

- **Puterea** necesară pentru crearea turbulenţei la amestecarea materialelor fluide se mai poate determina din diagrama de dependenţă $K_N = f$ (Re).

**114. - Diagrama de corelare $K_N$ - Re**, [40, p. 535]:



**115. - Fluxul termic molecular, (conductiv),** ce trece printr-un **perete plan monostrat în regim staţionar**: $q = \frac{Q}{A} = \frac{(T_c - T_r)}{r_c} = \frac{\lambda_c}{\delta} \cdot (T_c - T_r);$

în care: - q este densitatea fluxului termic, [W/m²];

- Q este cantitatea de căldură raportată la unitatea de timp, fluxul termic, [J/s] = [W];
- A este mărimea ariei prin care trece căldura, [m²];
- $T_c$ şi $T_r$ sunt temperaturile feţelor calde şi reci, [⁰K], [⁰C];
- $r_c = \frac{\delta}{\lambda_c}$, este rezistenţa conductivă a peretelui, [m²·⁰K/W];
- δ este grosimea stratului, peretelui, [m];
- $\lambda_c$ este conductivitatea termică a materialului peretelui, [W/m·⁰K].

**116. - Fluxul termic molecular, (conductiv),** ce trece printr-un **perete plan multistrat în regim staţionar**: $q = \frac{Q}{A} = \frac{(T_c - T_r)}{\sum_1^1 r_{ci}} = \frac{(T_c - T_r)}{\frac{\delta_1}{\lambda_{c1}} + \frac{\delta_2}{\lambda_{c2}} + \frac{\delta_3}{\lambda_{c3}} + \cdots}.$

**117. - Aria medie logaritmică a suprafeţelor cilindrice** monostrat se determină cu:

$$A_{med} = \pi \cdot d_{med} \cdot L = \frac{\pi \cdot (d_e - d_i) \cdot L}{\ln \frac{d_e}{d_i}};$$

unde: - $d_e$ şi $d_i$ sunt diametrele exterioare şi interioare ale suprafeţei cilindrice, [m];

- L este lungimea ţevii, [m].

**118. - Căldura transmisă prin peretele cilindric monostrat** este:

$$Q = \frac{\lambda_c}{\delta} \cdot (T_c - T_r) \cdot A_{med} = \frac{2 \cdot \pi \cdot \lambda_c \cdot (T_c - T_r) \cdot L}{\ln \frac{d_e}{d_i}};$$

- **Observaţie**: Dacă raportul $d_e / d_i < 2$, se poate utiliza diametrul mediu:

$$A_{med} = \frac{\pi \cdot (d_e - d_i) \cdot L}{2}.$$

**119. - Fluxul termic** trecut printr-un **perete cilindric multistrat în regim staţionar**

$$q = \frac{Q}{A_{med}} = \frac{2 \cdot \pi \cdot L \cdot (T_c - T_r)}{\sum_1^n r_{ci}} = \frac{2 \cdot \pi \cdot L \cdot (T_c - T_r)}{\sum_1^n \frac{1}{\lambda_{ci}}} = \frac{2 \cdot \pi \cdot L \cdot (T_c - T_r)}{\frac{1}{\lambda_{c1}} \cdot \ln \frac{d_{e1}}{d_{i1}} + \frac{1}{\lambda_{c2}} \cdot \ln \frac{d_{e2}}{d_{i2}} + \frac{1}{\lambda_{c3}} \cdot \ln \frac{d_{e3}}{d_{i3}} + \cdots}$$

**120.** - **Constantele fizico-chimice** ale fluidului, (lichid sau gaz): densitate, viscozitate, călduri specifice, conductivitate termică, tensiune superficială, .... se iau la aşa numită **temperatură determinantă**, care se indică pentru fiecare caz în parte.

- **Observaţie: De cele mai multe ori valoarea temperaturii determinante este valoarea medie aritmetică a fluidului între intrare şi ieşire.**

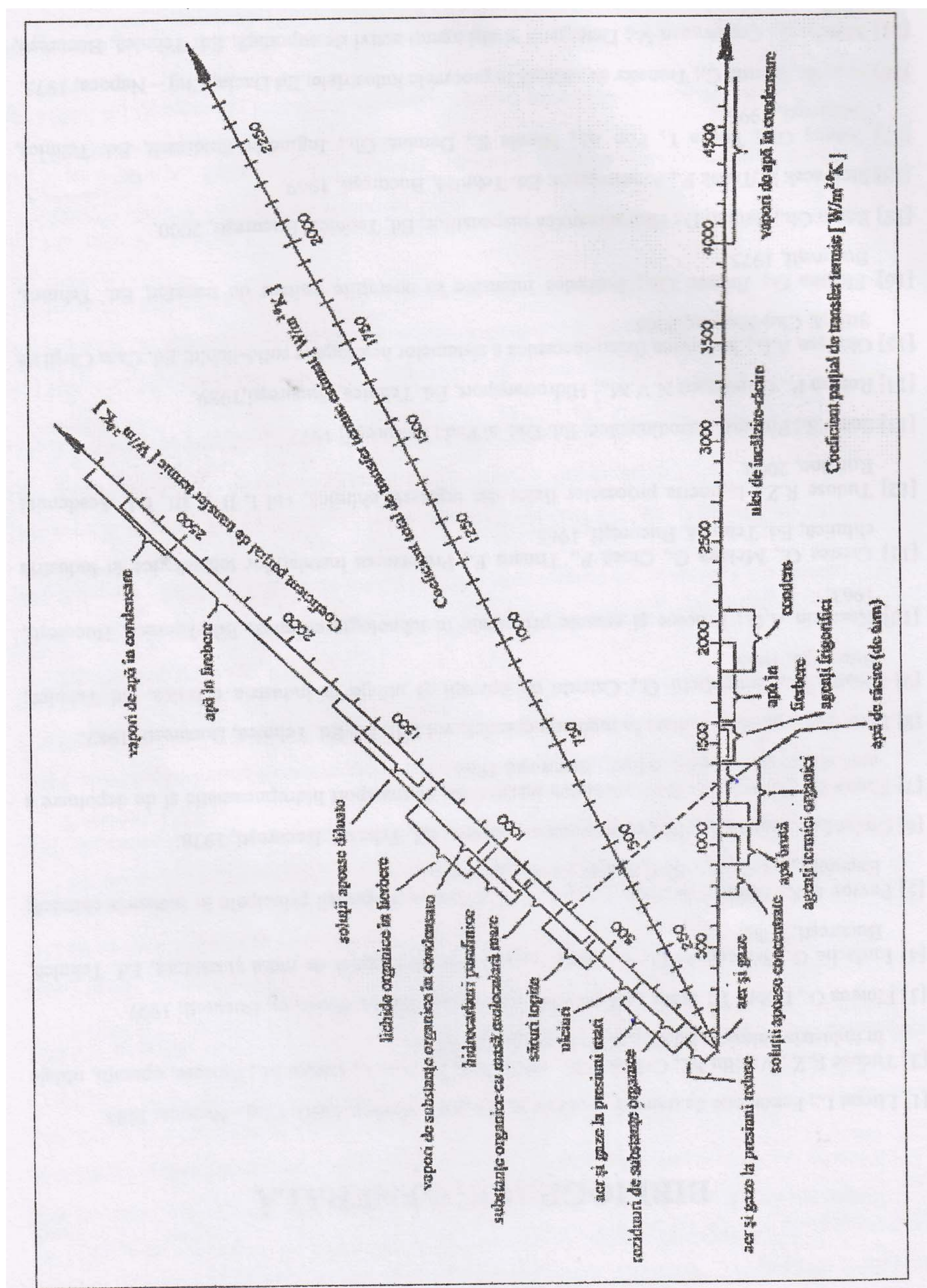
**121. - Valori orientative privind coeficienţii parţiali de transmitere a căldurii, α, [W/m^2·^0K]**, valorile prezentate sunt considerate în condiţii normale de funcţionare: presiuni în jurul celei atmosferice, viteze pentru lichide 0,5 - 2,5 [m/s], viteze pentru gaze 5 - 15 [m/s], diametrul ţevii 30 [mm].

| **Situaţia** | **apă sau lichide** | **aer, gaze şi vapori de apă** |
|---|---|---|
| 1. **Curgere turbulentă forţată**: | | |
| - în ţevi şi canale | 1 000 - 3 500 | 30 - 70 |
| - peste fascicole | 3 000 - 10 000 | 60 - 110 |
| 2. **Curgere liberă**: | | |
| - toate cazurile | 200 - 700 | 3 - 12 |
| 3. **Fierberea** lichidelor: | 2 000 - 24 000 | |
| 4. **Condensarea** vaporilor: | 7 000 - 15 000 | |

**122. - Valori orientative privind coeficienţii totali de transmitere a căldurii, K, [W/m^2·^0K]**

| **Situaţia** | **Curgere forţată** | **Curgere liberă** |
|---|---|---|
| 1. Gaz - gaz (la presiuni obişnuite) | 10 ÷ 40 | 3 ÷ 10 |
| 2. Gaz - lichid (răcitoare de gaz) | 10 ÷ 60 | 6 ÷ 20 |
| 3. Vapori în condensare - gaz (încălzitoare de gaz) | 10 ÷ 60 | 6 ÷ 12 |
| 4. Lichid - lichid (apă şi soluţii apoase) | 800 ÷ 1 700 | 130 ÷ 350 |
| 5. Lichid - lichid (hidrocarburi, substanţe organice) | 120 ÷ 280 | 30 ÷ 60 |
| 6. Vapori în condensare - apă (încălzitoare de apă) | 800 ÷ 3 500 | 300 ÷ 1 300 |
| 7. Vapori în condensare - lichide organice(încălzitoare) | 120 ÷ 350 | 60 ÷ 200 |
| 8. Vapori de substanţe organice în condensare - apă | 300 ÷ 800 | 230 ÷ 460 |
| 9. Vapori în condensare - lichid în fierbere | 500 ÷ 4 000 | 300 ÷ 2500 |

Alăturat este prezentată o diagramă care conduce la valori orientative pentru estimarea, (aproximarea), valorilor coeficienţilor totali de transfer termic din evaluarea coeficienților parţiali pentru diferite cazuri de trasport termic și tipuri de materiale.




**123. Diagramă pentru estimarea, (aproximarea), coeficientului total de transfer termic, K, [W/m$^{2}\cdot{}^{0}$K]**

**124. - Transmiterea căldurii în aparate** are la bază bilanţul termic între căldurile schimbate şi cea transferată prin peretele separator.

$$Q_{ced} = Q_{transf} = Q_{prim} + Q_{pier}.$$

**125.** - $Q_{ced}$ şi $Q_{prim}$ poate fi căldură sensibilă sau latentă şi se determină prin intermediul bilanţurilor de materiale care vehiculează căldura.

**126.** - $Q_{pier}$ sunt disipările energetice inerente sistemelor fizice înspre spaţiul înconjurător.

**127.** - $Q_{transf} = K \cdot A \cdot \Delta T_{med}$.

**128.** - **Căldura sensibilă** este: $Q = m_{corp} \cdot c_{p\,corp} \cdot (T_{iniţ} - T_{fin}) = m_{corp} \cdot c_{p\,corp} \cdot \Delta T_{corp}$.

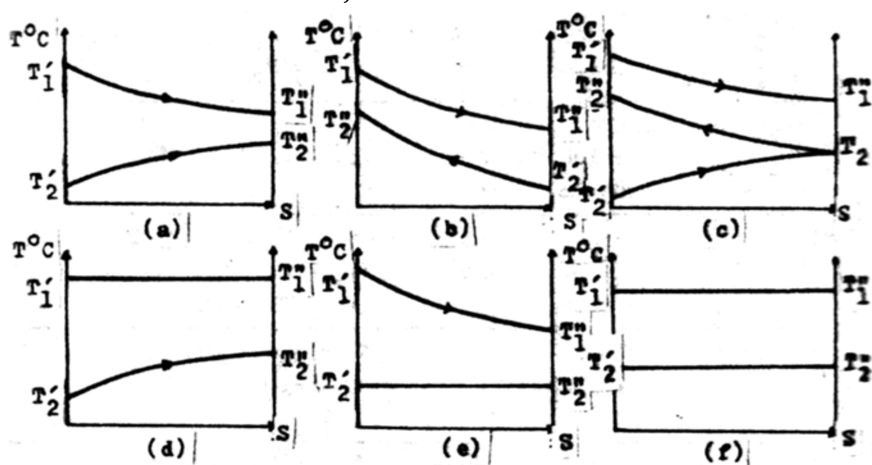
**129. - Căldura latentă** se calculează cu: $Q = m_{corp} \cdot r_{corp}$.

unde: - $c_{p\,corp}$ este căldura specifică la presiune constantă a corpului respectiv, [J/kg·⁰K];

- r este căldura latentă de schimbare de fază, [J/kg].
- K este coeficientul total de transmitere a căldurii, [W/m²·⁰K].

**130.** - $\Delta T_{med} = \dfrac{\Delta T_M - \Delta T_m}{\ln \dfrac{\Delta T_M}{\Delta T_m}}$; unde: - $\Delta T_M$ şi $\Delta T_m$ sunt diferenţele maxime şi minime de temperatură la începutul şi sfârşitul procesului de schimb termic.

**131**. Pentru **determinarea $\Delta T_M$ şi $\Delta T_m$** sunt utile diagramele termice ale procesului sunt utile diagramele de temperatură, care arată variaţia temperaturii pe lungimea schimbătorului, vezi mai jos:




**132. Tipuri de diagrame termice T = T(A)**

***Schimbătoare de căldură monofazice: (a) - echicurent; (b) - contracurent; (c) - mixt.***

***Schimbătoare de căldură bifazice, (independente de sensul curgerii):***

***(d) - condensatoare sau încălzitoare cu vapori sau rezistenţe electrice;***

***(e) - evaporatoare cu gaze calde sau răcitoare cu gheaţă; (f) - vaporizare-condensare.***

**133. - Transferul termic în regim nestaţionar**

**133. 1. -** Pentru regimurile **pseudostaţionare**, adică acelea în care variaţia temperaturii în timp este valabilă doar pentru unul dintre fluxuri, Q, cantitatea de căldură transferată, se determină cu relaţia: $Q = K \cdot A \cdot \Delta T_{med} \cdot \tau$,

unde: - K este coeficientul total de transfer termic, [$W/m^2\,{}^0K$];

- A este aria de transfer, [$m^2$];
- $\Delta T_{med}$ este forţa motrice medie logaritmică, [${}^0K$];
- $\tau$ este timpul de proces, [s].

**133. 2.** - Pentru regimurile **nestaţionare**, adică acelea în care variaţia temperaturii în timp este valabilă pentru ambele fluxuri, Q, cantitatea de căldură transferată, se determină cu relaţia: $Q = K \cdot A \cdot \Delta T'_{med} \cdot \tau$,

unde: - $\Delta T'_{med}$ este **forţa motrice medie logaritmică pentru regim nestaţionar**, [${}^0K$];

**133. 3.** - Pentru **răcirea** unei mase de material cu un curent de fluid cu temperatură iniţială constantă, $\Delta T'_{med}$ se determină cu relaţiile:

$$\Delta T_{med} = \frac{T_{ci} - T_{cf}}{\ln \frac{T_{ci} - T_{ri}}{T_{cf} - T_{ri}}}; \quad C = \frac{T - T_{ri}}{T - T_{rf}}; \qquad \Delta T'_{med} = \Delta T_{med} \cdot \frac{(C-1)}{C \cdot \ln C}.$$

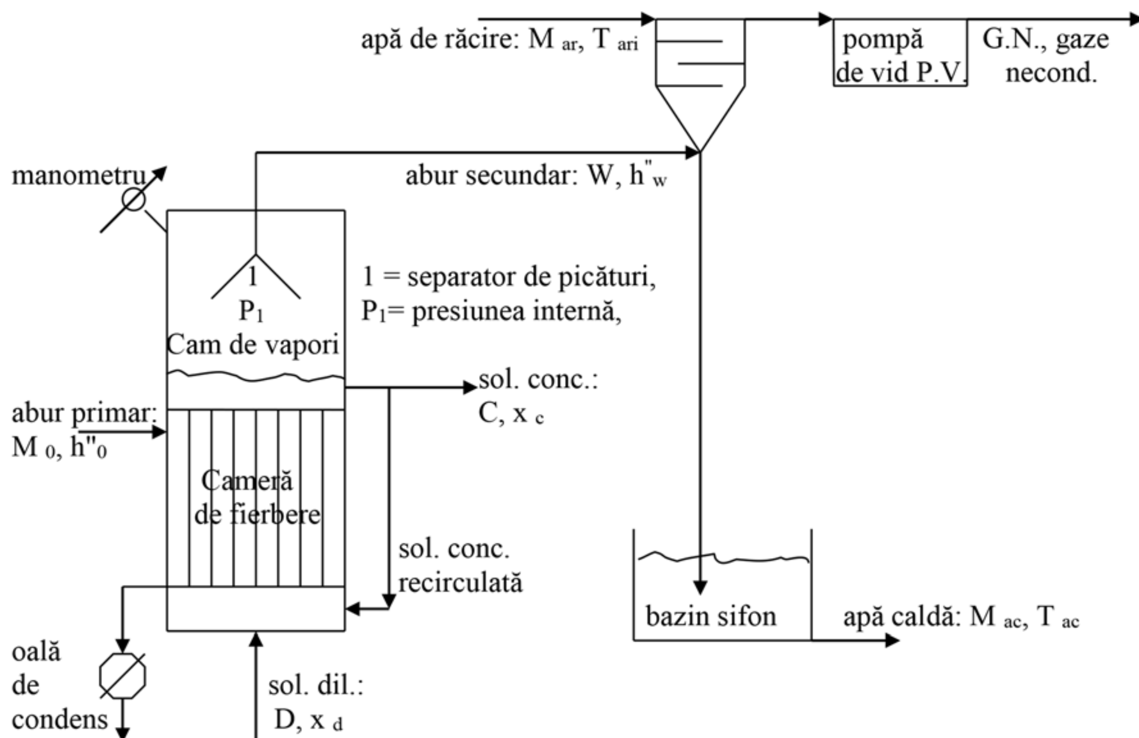
**133. 4**. - Pentru **încălzirea** unei mase de material cu un curent de fluid cu temperatură iniţială constantă, $\Delta T'_{med}$ se determină cu relaţiile:

$$\Delta T_{med} = \frac{T_{rf} - T_{ri}}{\ln \frac{T_{ci} - T_{ri}}{T_{ci} - T_{rf}}}; \qquad C = \frac{T_{ci} - T}{T_{cf} - T}; \qquad \Delta T'_{med} = \Delta T_{med} \cdot \frac{(C-1)}{C \cdot \ln C}$$

unde: - „c" şi „r" sunt simbolurile pentru fluidul „cald" respectiv „rece";

- „i" şi „f" sunt simbolurile pentru iniţial şi final;
- T este temperatura momentană, (la un moment dat);
- C este o valoare constantă pentru un proces nestaţionar oarecare.

**134.** - **Vaporizatoarele** sunt aparate care servesc la generarea vaporilor din solvenţi puri sau din soluţiile solvenţilor cu solut nevolatil prin absorbţie de căldură latentă, adică și pentru concentrarea soluțiilor diluate. Vaporizarea lichidului are loc în condiţii de echilibru, la saturaţie, pe când evaporarea are loc în alte condiţii decât cele de echilibru şi saturaţie, dar tot prin absorbţie de căldură latentă. Schema tehnologică şi modul de funcţionare a unui vaporizator cu simplu efect sunt prezentate în continuare:




**135. Vaporizator cu simplu efect**

**136. - Capacitatea de vaporizare,** $C_e$ este cantitatea de solvent vaporizat, $M_e$, raportată la suprafaţa de transfer termic, A şi unitatea de timp, τ: $C_e = \dfrac{M_e}{A \cdot \tau}$.

**137. - Temperatura de fierbere a soluţiilor la care solutul este nevolatil** se determină cu relaţia: $T_{fierbere} = T_0 + \Delta T_{rh} + \Delta T_{eh} + \Delta T_{dep}$,

unde: - $T_0$ este temperatura de fierbere a solventului pur, [$^0$K];

- $\Delta T_{rh}$ este creşterea temperaturii de fierbere datorate rezistenţelor hidraulice, [$^0$K];
- $\Delta T_{eh}$ este creşterea temperaturii de fierbere datorată efectului hidrostatic, [$^0$K];
- $\Delta T_{dep}$ este creşterea temperaturii de fierbere datorată concentrării solutului, [$^0$K].

**138. - Relaţia lui Babo**: $\left(\dfrac{p}{p_0}\right)_T = const.$,

unde. - p este presiunea de vapori a soluţiei;

- $p_0$ este presiunea de vapori a solventului pur care fierbe la aceeaşi temperatură.

**139. - Corecţia lui Strabnikov** pentru soluţii concentrate care fierb sub vid se adună dacă dizolvarea substanţei este exotermă şi se scade din valoarea rezultată din relaţia Babo dacă dizolvarea este endotermă.

| | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | **Raportul ($p/p_0$)** | | | | | **Corecția** |
| 0,9 | 0,8 | 0,7 | 0,6 | 0,5 | 0,4 | 0,3 | ± T [$^0$K] |
| | | **Presiunea absolută [mm Hg]** | | | | | |
| 100 | 200 | 400 | 450 | 500 | 550 | 650 | 0,9 |
| - | 50 | 200 | 350 | 450 | 500 | 550 | 1,8 |
| - | - | 100 | 275 | 300 | 350 | 400 | 2,6 |
| - | - | - | 150 | 200 | 250 | 300 | 3,6 |

**140. - $\Delta T_{rh}$,** [$^0$K], este creşterea temperaturii de fierbere datorate tuturor rezistenţelor hidraulice ale traseului de evacuare a vaporilor din aparat, inclusiv a separatoarelor de picături. Energia cinetică a vaporilor provine de la energia termică a agentului de încălzire:

$$\Delta p_{rh} = \frac{\rho \cdot w^2}{2} \cdot \left(1 + \lambda \cdot \frac{L}{d} + \sum \xi\right).$$

**141. - $\Delta T_{eh}$** este creşterea temperaturii de fierbere datorată efectului hidrostatic, [$^0$K];

$$\Delta p = \rho_{sol\ conc} \cdot g \cdot h_n,$$

unde: - $\rho_{sol\ conc}$ este densitatea soluţiei concentrate, [kg/m$^3$];

- $h_n$ este înălţimea normală a soluţiei în ţevi, [m], calculată cu relaţia:

$$h_n = \left[0{,}26 + 0{,}0014 \cdot \left(\rho_{sol\ conc} - \rho_{solvent}\right)\right] \cdot h_T,$$

- $\rho_{solvent}$ este densitatea solventului la temperatura de fierbere din aparat, [kg/m$^3$];
- $h_T$ este înălţimea stratului de lichid sau a ţevilor fierbătoare, [m].

**142. - $\Delta T_{dep}$,** [$^0$K], este creşterea temperaturii de fierbere datorată concentrării solutului, adică este efectul ebulioscopic specific fiecărui cuplu solvent solut.

**143. - Căldura latentă de vaporizare a unui lichid** scade cu creşterea temperaturii şi se anulează la punctul critic al fluidului. Pentru presiunea p, căldura latentă de vaporizare se poate determina cu relaţia:

$$r = r_{et} \cdot \frac{M_{et}}{M} \cdot \left(\frac{T}{T_{et}}\right)^2 \cdot \frac{dT_{et}}{dT} \cong r_{et} \cdot \frac{M_{et}}{M} \cdot \left(\frac{T}{T_{et}}\right)^2 \cdot \left(\frac{T_{p1} - T_{p2}}{T_{et\,p1} - T_{et\,p2}}\right),$$

unde: - r şi $r_{et}$ sunt căldurile latente a lichidului şi a lichidului ales etalon, [J/kg];

- M şi $M_{et}$ sunt masele molare ale acestor lichide, [kg/kmol];
- T şi $T_{et}$ sunt temperaturile de fierbere a lichidului şi a lichidului ales drept etalon la aceeaşi presiune, [$^0$K];
- dT şi $dT_{et}$ sunt temperaturile diferenţiale de fierbere, care se pot înlocui cu diferenţele finite.

**144. - Căldura latentă de vaporizare a lichidelor nepolare**, [J/kg], se poate determina cu relația: $r = 19{,}2 \cdot 10^3 \cdot \left(\frac{T}{M}\right) \cdot (1{,}91 + \lg T)$,

unde: - T este temperatura absolută de fierbere, [$^0$K];
- M este masa moleculară a lichidului, [kg/kmol].

**145. - Căldura specifică de dizolvare, sau de cristalizare**, $q_d$, [J/kg], a substanțelor solide cu solubilitate redusă se poate determina cu relația:

$$q_d = \frac{19{,}2 \cdot 10^3 \cdot \lg \frac{c_1}{c_2}}{M \cdot \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1}\right)},$$

unde: - M este masa moleculară a substanţei dizolvate, anhidre, [kg/kmol];
- $c_1$ şi $c_2$ sunt solubilităţile la temperaturile absolute $T_1$ şi $T_2$, [$^0$K].

**146. - Căldura latentă specifică de topire sau de lichefiere,** $q_t$, [J/kg], poate fi estimată cu relaţiile: **a)** - pentru compuşi anorganici: $q_t = 25{,}1 \cdot 10^3 \cdot \frac{T_t}{M}$,

**b)** - pentru compuşi organici: $q_t = 41{,}9 \cdot 10^3 \cdot \frac{T_t}{M}$,

unde: - M este masa moleculară a substanţei, (compusului), [kg/kmol];
- $T_t$ este temperatura absolută de topire sau lichefiere, [$^0$K].

**147. - Căldura latentă de topire a gheţii** la presiune atmosferică este de 333,7 [kJ/kg].

**148. - Temperatura, [$^0$C] şi concentraţiile, [% masă], a unor soluţii apoase care fierb la presiune atmosferică, 760 [mm Hg], 1,033 [ata], 101 396,16 [Pa]**, [40, p. 557]

| | | **101** | **102** | **103** | **104** | **105** | **107** | **110** | **115** | **120** | **125** |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | $CaCl_2$ | 5,66 | 10,31 | 14,16 | 17,36 | 20,00 | 24,24 | 29,33 | 35,68 | 40,83 | 45,80 |
| 2 | KOH | 4,49 | 8,51 | 11,97 | 14 82 | 17,01 | 20,88 | 25,65 | 31,97 | 36,51 | 40,23 |
| 3 | KCl | 8,42 | 14,31 | 18,96 | 23,02 | 26,57 | 32,62 | - | - | - | - |
| 4 | $K_2CO_3$ | 10,31 | 18,37 | 24,24 | 28,57 | 32,24 | 37,69 | 43,97 | 50,86 | 56,04 | 60,40 |
| 5 | $KNO_3$ | 13,19 | 23,66 | 32,23 | 39,20 | 45,10 | 54,65 | 65,34 | 79,53 | - | - |
| 6 | $MgCl_2$ | 4,67 | 8,42 | 11,66 | 14,31 | 16,59 | 20,32 | 24,41 | 29,48 | 33,07 | 36,02 |
| 7 | $MgSO_4$ | 14,31 | 22,78 | 28,31 | 32,23 | 35,32 | 24,86 | - | - | - | - |
| 8 | NaOH | 4,12 | 7,40 | 10,15 | 12,51 | 14,53 | 18,32 | 23,08 | 26,21 | 33,77 | 37,58 |
| 9 | NaCl | 6,19 | 11,03 | 14,67 | 17,69 | 20,32 | 25,09 | - | - | - | - |
| 10 | $NaNO_3$ | 8,26 | 15,61 | 21,87 | 27,53 | 32,43 | 40,47 | 49,87 | 60,94 | 68,94 | - |
| 11 | $Na_2SO_4$ | 15,26 | 24,81 | 30,73 | - | - | - | - | - | - | - |
| 12 | $Na_2CO_3$ | 9,42 | 17,22 | 23,72 | 29,18 | 33,86 | - | - | - | - | - |
| 13 | $CuSO_4$ | 26,95 | 36,98 | 40,83 | 44,47 | - | - | - | - | - | - |
| 14 | $ZnSO_4$ | 20,00 | 31,22 | 37,89 | 42,92 | 46,15 | - | - | - | - | - |
| 15 | $NH_4NO_3$ | 9,09 | 16,6166 | 23,08 | 29,08 | 34,21 | 42,53 | 51,92 | 63,24 | 71,26 | 77,11 |
| 16 | $NH_4Cl$ | 6,10 | 1711,35 | 15,96 | 19,80 | 22,89 | 28,37 | 35,98 | 46,95 | - | - |
| 17 | $(NH_4)_2SO_4$ | 13,34 | 23,14 | 30,65 | 36,71 | 41,79 | 49,73 | - | - | - | - |

**148. - Coeficientul total de transfer termic**, K, [W/m²·⁰K] se determină cu relaţia generală: **a)** - pentru **pereţi plani**: $K = \dfrac{1}{\dfrac{1}{\alpha_1} + \sum \dfrac{\delta_p}{\lambda_{c\,p}} + \sum r_{dep} + \dfrac{1}{\alpha_2}}$ ;

**b)** - pentru **pereţi cilindrici de un metru lungime**:

$$K_L = \frac{\pi}{\dfrac{1}{\alpha_{int} \cdot d_{int}} + \sum \dfrac{1}{2 \cdot \lambda_c} \cdot \ln \dfrac{d_{ext}}{d_{int}} + \dfrac{1}{\alpha_{ext} \cdot d_{ext}} + \sum_1^n \dfrac{r_{dep}}{d_{i\,dep}}};$$

unde: - $\alpha_1$ şi $\alpha_2$ sunt coeficienţii parţiali de transfer termic, [W/m²·⁰K];

- $\delta_p$ este grosimea efectivă a peretelui separator, [m];
- $\lambda_{c\,p}$ este conductivitatea termică a peretelui, [W/m·⁰K];
- $r_{dep}$ este rezistenţa depunerilor de pe peretele de schimb termic, [m²·⁰K/W];
- $d_{int}$ şi $d_{ext}$ sunt diametrele interioare şi exterioare a peretelui, [m].

- **Observaţii**: - Valorile rezistenţelor depunerilor sunt prelevate din date experimentale şi tabelate. Cum condiţiile experimentale nu pot fi identice, între aceste valori există diferenţe, uneori mari.

- Dacă raportul $d_{ext}/d_{int} < 2$, se poate folosi cu suficientă precizie relaţia de calcul pentru pereţii plani. În acest caz, aria de schimb termic se determină cu diametrul mediu al peretelui: $A_{cil} = \pi \cdot 0{,}5 \cdot (d_{ext} + d_{int}) \cdot L_{cil}$;

- Pentru schimbătoarele de căldură multitubulare formate din n ţevi cu lungimea L, transmiterea căldurii se determină cu relaţia:

$$Q = K \cdot n \cdot L \cdot \Delta T_{med}\ .$$

**149. - Transmiterea căldurii la contactul direct între fluide:**

$$\alpha = K = 0{,}01 \cdot (\lambda_g / d_{ech}) \cdot Re_g^{0,7} \cdot Re_l^{0,7} \cdot Pr^{0,33}$$

$$Re_l = (4 \cdot Q_m / \sigma \cdot \eta_l \cdot g); \qquad Re_g = (4 \cdot w_f \cdot \rho_g / \sigma \cdot \eta_g);$$

unde: - $Q_m$ este densitatea de stropire, [kg/m²·s];

- indicele „l” este pentru lichid, iar „g” pentru gaz;
- $d_{ech} = 4 \cdot \varepsilon / \sigma$ este diametrul echivalent al umpluturii, [m].

**150. - Suprafaţa necesară de răcire pentru apă în aer staţionar**:

$$A = 170 + 0{,}09 \cdot (T_1 - T_2) \cdot (p_s - p);$$

unde. - $T_1$ şi $T_2$ sunt temperaturile de intrare şi ieşire a apei, [⁰K];

- $p_s$ este presiunea de vapori a apei la $T_m$, [torr];
- p este presiunea vaporilor de apă din aer, [torr];
- $T_m$ este temperatura medie a apei, $(T_1 + T_2)/2$, [⁰K].

**151.** - Pentru **schimbul termic între pereţi izolaţi termic şi mediul înconjurător** se mai pot folosi relaţiile:

**a) - p**entru conducte izolate: $\alpha = 8{,}1 + 0{,}045\cdot(T_{iz} - T_a)$; [W/m$^2$ $^0$K];

**b)** - pentru conducte prin care circulă agenţi frigorifici: $\alpha = 8{,}0$; [W/m$^2\cdot$$^0$K];

**c)** - pentru pereţi plani: $\alpha = 8{,}4 + 0{,}06\cdot(T_{iz} - T_a)$.

**152.** - Pentru **schimbul termic între pereţi şi mediul înconjurător** se mai pot folosi relaţiile: **d)** la temperaturi între 50 ÷ 350 [$^0$C], $\alpha_e = 8 + 0{,}05\cdot T_{pe}$.

**e)** - pentru **aer ce curge forţat** peste pereţi rugoşi:

w ≤ 5 [m/s], $\alpha_e = 5{,}3 + 3{,}6\cdot w$ [kcal/m$^2$h$^0$K];

w > 5 [m/s], $\alpha_e = 6{,}7\cdot w^{0{,}78}$ [kcal/m$^2$h$^0$K].

**153. - Dacă se cunoaşte pierderea admisă de căldură, grosimea izolaţiei se determină cu relaţia:**

$$\delta_{iz} = \frac{d^{1,2}\cdot\lambda^{1,35}\cdot T^{1,73}}{q_p^{1,5}},$$

unde: - $\alpha$ = [kcal/cm$^2\cdot$h$\cdot$K];

- $T_1$ şi $T_2$ sunt temperaturile feţei izolaţiilor şi a aerului, [$^0$C];
- δ este grosimea izolaţiei, [mm];
- $\lambda$ este conductivitatea izolaţiei, [kcal/m$\cdot$h$\cdot$$^0$K];
- T este temperatura exterioară a conductei neizolate, [$^0$C];
- $q_p$ este pierderea admisă de căldură, după izolare, [kcal/m$\cdot$h].

**154. - Căldura de adsorbţie a unor substanţe pe cărbune activ, [kJ/kg]**, [40, p. 526]

| **Substanţa** | **$Q_{ads}$ [kJ/kg]** | **Substanţa** | **$Q_{ads}$ [kJ/kg]** |
|---|---|---|---|
| Alcool etilic | 1 386 | Clorură de etil | 779,3 |
| Alcool metilic | 1 715 | Clorură de propil | 779,3 |
| Alcool propilic | 1 145 | Cloroform | 508,2 |
| Benzină | 628,5 | Diclormetan | 611,3 |
| Benzen | 789,8 | Eter etilic | 877,8 |
| Bromură de etil | 534,6 | Formiat de etil | 820,8 |
| Clorură de butil primară | 706,4 | Iodură de etil | 376,3 |
| Clorură de butil secundară | 652,4 | Metan | 1 230 |
| Clorură de trimetil metan | 615,9 | Sulfură de carbon | 689,3 |
| Clorură de izopropil | 699,3 | Tetraclorură de carbon | 415,2 |
| Clorură de metil | 763,4 | | |

## 155. Gradul de îndepărtare a substanţelor extrase la prelucrarea succesivă cu aceleaşi cantităţi de solvent proaspăt, [40, p. 527]

| | | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Număr de spălări | 1 | | | | | | | | | |
| Raportul cantităţilor | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
| Volum total de solvent | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
| Gradul de spălare (% masă) | 50,00 | 66,67 | 75,00 | 80,00 | 83,33 | 85,71 | 87,50 | 88,89 | 90,00 | 90,90 |

| | | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Număr de spălări | 2 | | | | | | | | | |
| Raportul cantităţilor | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
| Volum total de solvent | 2 | 4 | 6 | 8 | 10 | 12 | 14 | 16 | 18 | 20 |
| Gradul de spălare (% masă) | 75,00 | 88,89 | 93,75 | 96,00 | 97,22 | 97,96 | 98,44 | 98,76 | 99,00 | 99,17 |

| | | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Număr de spălări | 3 | | | | | | | | | |
| Raportul cantităţilor | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
| Volum total de solvent | 3 | 6 | 9 | 12 | 15 | 18 | 21 | 24 | 27 | 30 |
| Gradul de spălare (% masă) | 87,50 | 96,30 | 98,44 | 99,20 | 99,54 | 99,71 | 99,81 | 99,86 | 99,90 | 99,92 |

| | | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Număr de spălări | 4 | | | | | | | | | |
| Raportul cantităţilor | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
| Volum total de solvent | 4 | 8 | 12 | 16 | 20 | 24 | 28 | 32 | 36 | 40 |
| Gradul de spălare (% masă) | 93,75 | 98,76 | 99,61 | 99,84 | 99,92 | 99,96 | 99,98 | 99,98 | 99,99 | 99,99 |

## 156. Capacitatea de adsorbţie a unor materiale, [%], [43, p. 227]

| Nr. crt. | Adsorbent\Adsorbit | Benzen | $CCl_4$ | Gazolină | Color. org. | Comp. halog. |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | Cărbune activ pudră | 22 ÷ 25 | 17 | 10 ÷ 20 | 8 ÷ 12 | 12 ÷ 15 |
| 2 | Cărbune activ granule | 18 ÷ 20 | 15 | 9 ÷18 | 7 ÷ 11 | 10 ÷ 13 |
| 3 | Silicagel | 0 | 15 ÷ 35 | 0 | 3 ÷ 5 | 8 ÷ 10 |
| 4 | Bentonită | 6 ÷ 10 | 10 ÷ 26 | 5 ÷ 9 | 8 ÷ 13 | 8 ÷ 10 |
| 5 | Alumină activată | 0 | 0 | 0 | 0 ÷ 22 | 4 ÷ 10 |
| 6 | Tuf vulcanic | 8 ÷ 18 | 0 ÷ 22 | 8 ÷ 12 | 10 ÷ 18 | 8 ÷ 15 |
| 7 | Pământ decolorant | 10 ÷20 | 8 -÷10 | 10 ÷ 18 | 10 ÷ 25 | 6 ÷ 18 |

**157. - Uscarea gazelor cu substanţe higroscopice,** [20, vol III, p. 531]

| Substanţa | Pres. vap. apă, [Pa] | Substanţa | Pres. vap. apă, [Pa] |
|---|---|---|---|
| Anhidridă fosforică | 0,0027 | Oxid de calciu | 27 |
| Anhidridă fosforică, topită | 0,27 | Clorură de calciu, anh. | 19 - 33 |
| Acid sulfuric | 0,4 | Clorură de zinc | 107 |
| Oxid de magneziu | 1,07 | Sulfat de cupru, anh. | 187 |
| Hidroxid de sodiu | 21,3 | | |

**158. Presiunea de vapori a gheţei în funcţie de temperatură**, [20, vol III, p. 522]

| Temp. [$^0$C] | Pres. [Pa] | Temp. [$^0$C] | Pres. [Pa] | Temp. [$^0$C] | Pres. [Pa] |
|---|---|---|---|---|---|
| 0 | 610 | - 11 | 237 | - 21 | 93 |
| - 1 | 563 | - 12 | 217 | - 22 | 85 |
| - 2 | 517 | - 13 | 199 | - 23 | 77 |
| - 3 | 476 | - 14 | 181 | - 24 | 71 |
| - 4 | 437 | - 15 | 165 | - 25 | 64 |
| - 5 | 401 | - 16 | 151 | - 26 | 57 |
| - 6 | 368 | - 17 | 137 | - 27 | 52 |
| - 7 | 339 | - 18 | 125 | - 28 | 47 |
| - 8 | 311 | - 19 | 113 | - 29 | 43 |
| - 9 | 284 | - 20 | 104 | - 30 | 39 |
| - 10 | 260 | | | | |

**159. Mărimea şi durata de uscare a picăturilor la ΔT = 153 [$^0$K],** [20, vol II, p. 518]

| D pic [μm] | S pic [m$^2$] | V pic [m$^3$] | Nr pic/l lich [l$^{-1}$] | S pic/l lich [m$^2$/l] | Timp [s] |
|---|---|---|---|---|---|
| 10 000 | $3,1420 \cdot 10^{-4}$ | $0,523600 \cdot 10^{-6}$ | $1,910 \cdot 10^{3}$ | 0,6 | 4 200 |
| 5 000 | $0,7854 \cdot 10^{-4}$ | $0,065450 \cdot 10^{-6}$ | $15,23 \cdot 10^{3}$ | 1,2 | 1050 |
| 2 000 | $0,1256 \cdot 10^{-4}$ | $0,004189 \cdot 10^{-6}$ | $239,0 \cdot 10^{3}$ | 3,0 | 170 |
| 1 000 | $3,1420 \cdot 10^{-6}$ | $0,523600 \cdot 10^{-9}$ | $1,910 \cdot 10^{6}$ | 6 | 42 |
| 500 | $0,7854 \cdot 10^{-6}$ | $0,065450 \cdot 10^{-9}$ | $15,23 \cdot 10^{6}$ | 12 | 11 |
| 200 | $0,1256 \cdot 10^{-6}$ | $0,004198 \cdot 10^{-9}$ | $239,0 \cdot 10^{6}$ | 30 | 1,7 |
| 100 | $3,1420 \cdot 10^{-8}$ | $0,523600 \cdot 10^{-12}$ | $1,910 \cdot 10^{9}$ | 60 | 0,42 |
| 50 | $0,7845 \cdot 10^{-8}$ | $0,065450 \cdot 10^{-12}$ | $15,23 \cdot 10^{9}$ | 120 | 0,11 |
| 20 | $0,1256 \cdot 10^{-8}$ | $0,004189 \cdot 10^{-12}$ | $239,0 \cdot 10^{9}$ | 300 | 0,017 |
| 10 | $3,1420 \cdot 10^{-10}$ | $0,523600 \cdot 10^{-15}$ | $1,910 \cdot 10^{12}$ | 600 | 0,0042 |
| 5 | $0,7845 \cdot 10^{-10}$ | $0,065450 \cdot 10^{-15}$ | $15,23 \cdot 10^{12}$ | 1 200 | 0,0011 |
| 2 | $0,1256 \cdot 10^{-10}$ | $0,004189 \cdot 10^{-15}$ | $239,0 \cdot 10^{12}$ | 3 000 | 0,00017 |
| 1 | $3,1420 \cdot 10^{-12}$ | $0,523600 \cdot 10^{-18}$ | $1,910 \cdot 10^{15}$ | 6 000 | 0,000042 |

## 160. STAS 1077 - 76 Site normale româneşti cu dimensiunea ochiului, diametrul sârmei şi numărul de ochiuri pe $[cm^2]$, [20, p. 250]

| | | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Latura [mm] | 0,042 | 0,045 | 0,053 | 0,06 | 0,063 | 0,075 | 0,085 | 0,09 | 0,1 | 0,105 |
| ø sârmă [mm] | 0,03 | 0,33 | 0,035 | 0,04 | 0,045 | 0,05 | 0,05 | 0,055 | 0,066 | 0,07 |
| Nr. ochiuri | 19320 | 15525 | 12900 | 10000 | 8575 | 6400 | 5486 | 4900 | 3600 | 3270 |

| | | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Latura [mm] | 0,12 | 0,125 | 0,15 | 0,18 | 0,2 | 0,21 | 0,25 | 0,3 | 0,335 | 0,4 |
| ø sârmă [mm] | 0,08 | 0,1 | 0,1 | 0,11 | 0,13 | 0,14 | 0,17 | 0,2 | 0,22 | 0,24 |
| Nr. ochiuri | 2500 | 1975 | 1600 | 1188 | 900 | 811 | 566 | 400 | 302 | 256 |

| | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Latura [mm] | 0,42 | 0,5 | 0,6 | 0,7 | 0,75 | 0,85 | 1 |
| ø sârmă [mm] | 0,28 | 0,34 | 0,4 | 0,45 | 0,5 | 0,55 | 0,65 |
| Nr. ochiuri | 204 | 142 | 100 | 81 | 64 | 50 | 36 |

## 161. Schema de reacţii de neutralizare a principalilor poluanţi chimici

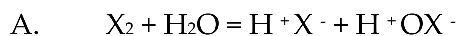
acid + bază = sare + apă;
Cation $^+$ + Anion $^-$ = compus „inactiv”, sare greu solubilă;
Metale grele$^+$ + Anion $^-$ = precipitat, sare greu solubilă;
Metale grele$^+$ + $S^{2-}$ = sulfuri greu solubile;
Metale grele$^+$ + $OH^-$ = hidroxizi greu solubili;

**Simbolizări:**

$X^- = F^-, Cl^-, Br^-, I^-$ $Me^+$ = ion metalic $Na^+$, $K^+$, $Mg^{2+}$, $Ca^{2+}$, $Ba^{2+}$

$Meg^+$ = ioni de metale „grele”: $Fe^{2+}$, $Fe^{3+}$, $Cu^{2+}$, $Mn^{2+}$, $Mn^{3+}$, $Pb^{2+}$, $Pb^{4+}$, $Sn^{2+}$, $Hg^{2+}$, $Zn^{2+}$, $Cd^{2+}$, $Ni^{2+}$, …..

$Ani^-$ = anion $Cat^+$ = cation $H^+$ = proton

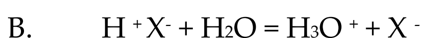
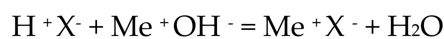
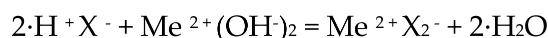
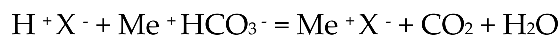
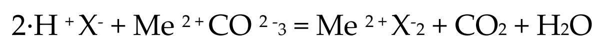
A.

$X_2 + H_2O = H^+X^- + H^+OX^-$

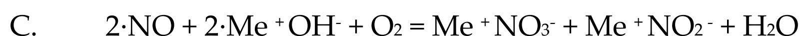
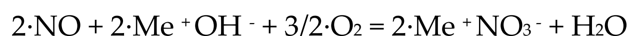
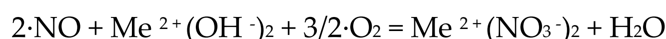
$X_2 + 2\cdot Me^+OH^- = Me^+X^- + Me^+OH^-$

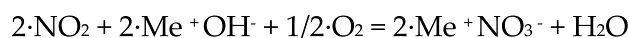
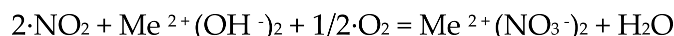
$X_2 + Me^{2+}(OH^-)_2 = Me^{2+}X_2^- + H_2O + 1/2\cdot O_2$

$X_2 + Me^+HCO_3^- = Me^+X^- + H^+OX^- + CO_2$

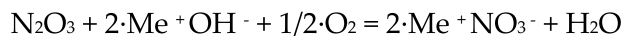
$X_2 + Me^{2+}CO^{2-}_3 = Me^{2+}X^-_2 + CO_2 + 1/2\cdot O_2$

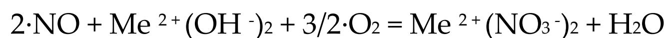
B.

$H^+X^- + H_2O = H_3O^+ + X^-$

$H^+X^- + Me^+OH^- = Me^+X^- + H_2O$

$2\cdot H^+X^- + Me^{2+}(OH^-)_2 = Me^{2+}X_2^- + 2\cdot H_2O$

$H^+X^- + Me^+HCO_3^- = Me^+X^- + CO_2 + H_2O$

$2\cdot H^+X^- + Me^{2+}CO^{2-}_3 = Me^{2+}X^-_2 + CO_2 + H_2O$

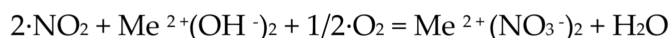
C.

$2\cdot NO + 2\cdot Me^+OH^- + O_2 = Me^+NO_3^- + Me^+NO_2^- + H_2O$

$2\cdot NO + 2\cdot Me^+OH^- + 3/2\cdot O_2 = 2\cdot Me^+NO_3^- + H_2O$

$2\cdot NO + Me^{2+}(OH^-)_2 + 3/2\cdot O_2 = Me^{2+}(NO_3^-)_2 + H_2O$

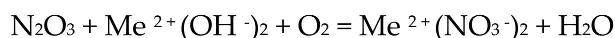
$2\cdot NO_2 + 2\cdot Me^+OH^- = Me^+NO_3^- + Me^+NO_2^- + H_2O$

$2\cdot NO_2 + 2\cdot Me^+OH^- + 1/2\cdot O_2 = 2\cdot Me^+NO_3^- + H_2O$

$2\cdot NO_2 + Me^{2+}(OH^-)_2 + 1/2\cdot O_2 = Me^{2+}(NO_3^-)_2 + H_2O$

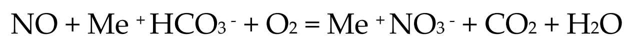
$N_2O_3 + Me^+OH^- = Me^+NO_3^- + NO$ cu urmarea: $(NO + 1/2 \cdot O_2 = NO_2)$


$N_2O_3 + 2 \cdot Me^+OH^- + 1/2 \cdot O_2 = 2 \cdot Me^+NO_3^- + H_2O$

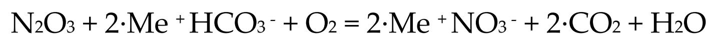

$2 \cdot NO + Me^{2+}(OH^-)_2 + 3/2 \cdot O_2 = Me^{2+}(NO_3^-)_2 + H_2O$

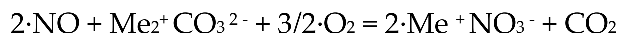

$2 \cdot NO_2 + Me^{2+}(OH^-)_2 + 1/2 \cdot O_2 = Me^{2+}(NO_3^-)_2 + H_2O$


$N_2O_3 + Me^{2+}(OH^-)_2 + O_2 = Me^{2+}(NO_3^-)_2 + H_2O$

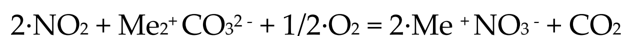

$NO + Me^+HCO_3^- + O_2 = Me^+NO_3^- + CO_2 + H_2O$

$2 \cdot NO_2 + 2 \cdot Me^+HCO_3^- + 1/2 \cdot O_2 = 2 \cdot Me^+NO_3^- + 2 \cdot CO_2 + H_2O$

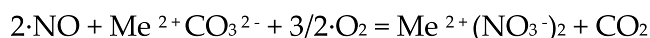

$N_2O_3 + 2 \cdot Me^+HCO_3^- + O_2 = 2 \cdot Me^+NO_3^- + 2 \cdot CO_2 + H_2O$

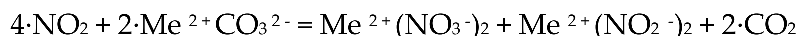

$2 \cdot NO + Me_2^+CO_3^{2-} + 3/2 \cdot O_2 = 2 \cdot Me^+NO_3^- + CO_2$

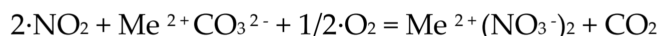
$2 \cdot NO_2 + Me_2^+CO_3^{2-} = Me^+NO_3^- + Me^+NO_2^- + CO_2$


$2 \cdot NO_2 + Me_2^+CO_3^{2-} + 1/2 \cdot O_2 = 2 \cdot Me^+NO_3^- + CO_2$

$N_2O_3 + Me_2^+CO_3^{2-} + O_2 = 2 \cdot Me^+NO_3^- + CO_2$

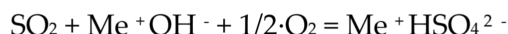

$2 \cdot NO + Me^{2+}CO_3^{2-} + 3/2 \cdot O_2 = Me^{2+}(NO_3^-)_2 + CO_2$


$4 \cdot NO_2 + 2 \cdot Me^{2+}CO_3^{2-} = Me^{2+}(NO_3^-)_2 + Me^{2+}(NO_2^-)_2 + 2 \cdot CO_2$

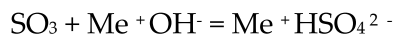

$2 \cdot NO_2 + Me^{2+}CO_3^{2-} + 1/2 \cdot O_2 = Me^{2+}(NO_3^-)_2 + CO_2$

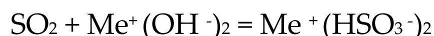
$N_2O_3 + Me^{2+}CO_3^{2-} + O_2 = Me^{2+}(NO_3^-)_2 + CO_2$

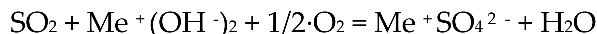
D. $SO_2 + Me^+OH^- = Me^+HSO_3^-$ şi apoi: $Me^+HSO_3^- + 1/2 \cdot O_2 = Me^+HSO_4^{2-}$

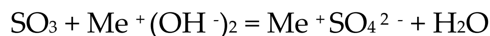

$SO_2 + Me^+OH^- + 1/2 \cdot O_2 = Me^+HSO_4^{2-}$

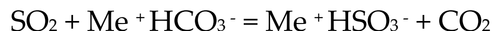
$SO_2 + 2 \cdot Me^+OH^- + O_2 = Me_2^+SO_4^{2-} + H_2O$

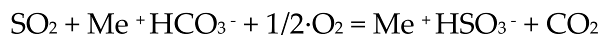

$SO_3 + Me^+OH^- = Me^+HSO_4^{2-}$

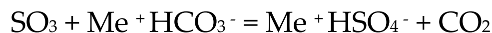

$SO_2 + Me^+(OH^-)_2 = Me^+(HSO_3^-)_2$

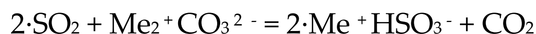

$SO_2 + Me^+(OH^-)_2 + 1/2 \cdot O_2 = Me^+SO_4^{2-} + H_2O$

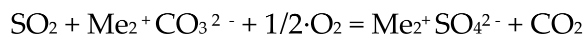

$SO_3 + Me^+(OH^-)_2 = Me^+SO_4^{2-} + H_2O$

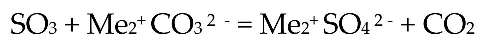

$SO_2 + Me^+HCO_3^- = Me^+HSO_3^- + CO_2$

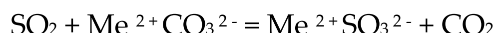

$SO_2 + Me^+HCO_3^- + 1/2 \cdot O_2 = Me^+HSO_3^- + CO_2$

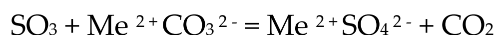

$SO_3 + Me^+HCO_3^- = Me^+HSO_4^- + CO_2$

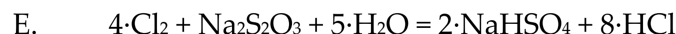

$2 \cdot SO_2 + Me_2^+CO_3^{2-} = 2 \cdot Me^+HSO_3^- + CO_2$

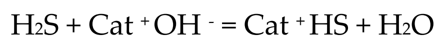

$SO_2 + Me_2^+CO_3^{2-} + 1/2 \cdot O_2 = Me_2^+SO_4^{2-} + CO_2$

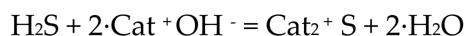

$SO_3 + Me_2^+CO_3^{2-} = Me_2^+SO_4^{2-} + CO_2$


$SO_2 + Me^{2+}CO_3^{2-} = Me^{2+}SO_3^{2-} + CO_2$


$SO_3 + Me^{2+}CO_3^{2-} = Me^{2+}SO_4^{2-} + CO_2$


E. $4 \cdot Cl_2 + Na_2S_2O_3 + 5 \cdot H_2O = 2 \cdot NaHSO_4 + 8 \cdot HCl$


$H_2S + Cat^+OH^- = Cat^+HS + H_2O$

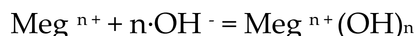

$H_2S + 2 \cdot Cat^+OH^- = Cat_2^+ S + 2 \cdot H_2O$

$NH_3 + H^+Ani^- = NH_4^+A^-$

$2 \cdot KCN + FeCl_2 = Fe(CN)_2 + 2 \cdot KCl$ şi apoi: $Fe(CN)_2 + 4 \cdot KCN = K_4[Fe(CN)_6]$

$NaCN + Na_2S_4O_4 + 2 \cdot NaOH = NaSCN + Na_2S_2O_3 + Na^2SO_4 + H_2O$

$HCN + HC = OH = H_2CCN(OH)$


$Meg^{n+} + n \cdot OH^- = Meg^{n+}(OH)_n$

$2 \cdot Meg^{n+} + n \cdot H_2S = Meg_2^{n+}S_n^{2-} + 2 \cdot n \cdot H^+$

**162. - Solubilitatea unor gaze în apă,** [20, vol. III, p 33]

| Pres. parţială $p_A$ | | Constanta lui Henry, H, $\times 10^4$ | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | Azot | | Hidrogen | | Oxigen | | Oxid de carbon | |
| [Torr] | [Pa] | 19,4 [$^0$C] | 24,9 [$^0$C] | 19,5 [$^0$C] | 23 [$^0$C] | 23 [$^0$C] | 25,9 [$^0$C] | 17,7 [$^0$C] | 19 [$^0$C] |
| 900 | 120000 | 8,35 | 9,20 | 7,52 | 4,64 | 4,83 | 4,94 | - | - |
| 2 000 | 266600 | 8,43 | 9,27 | 7,52 | 7,86 | 4,65 | 4,86 | 4,83 | 4,97 |
| 3 000 | 399900 | 8,52 | 9,37 | 7,53 | 7,87 | 4,66 | 4,89 | 4,83 | 4,99 |
| 4 000 | 533200 | 8,60 | 9,50 | 7,57 | 7,91 | 4,74 | 4,94 | 4,84 | 5,01 |
| 5 000 | 666500 | 8,70 | 9,61 | 7,66 | 7,99 | 4,79 | 4,98 | 4,86 | 5,03 |
| 6 000 | 799800 | 8,85 | 9,74 | 7,80 | 8,10 | 4,86 | 5,04 | 4,88 | 5,04 |
| 7 000 | 933100 | 8,98 | 9,88 | 7,97 | 8,27 | 4,94 | 5,12 | 4,92 | 5,09 |

**163. Constanta lui Henry, H, $\times 10^4$ [Pa] pentru gazele uzuale în apă,** [20, vol. III, p. 33]

| Gazul | 0 [$^0$C] | 10 [$^0$C] | 20 [$^0$C] | 30 [$^0$C] | 40 [$^0$C] | 50 [$^0$C] | 60 [$^0$C] | 80 [$^0$C] | 100 [$^0$C] |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| $H_2$ | 5,87 | 6,44 | 6,92 | 7,38 | 7,61 | 7,75 | 7,75 | 7,65 | 7,55 |
| $N_2$ | 5,36 | 6,76 | 8,14 | 9,36 | 10,5 | 11,45 | 11,35 | 12,76 | 12,76 |
| Aer | 4,38 | 5,56 | 6,73 | 7,81 | 8,81 | 9,59 | 10,23 | 10,84 | 10,84 |
| CO | 3,57 | 4,48 | 5,43 | 5,28 | 7,05 | 7,71 | 8,32 | 8,56 | 8,57 |
| $O_2$ | 2,58 | 3,31 | 4,06 | 4,81 | 5,42 | 5,96 | 6,37 | 6,96 | 7,10 |
| $CH_4$ | 2,27 | 3,01 | 3,81 | 4,55 | 5,29 | 5,84 | 6,34 | 6,34 | 7,10 |
| $C_2H_6$ | 1,28 | 1,92 | 2,66 | 3,46 | 4,28 | 5,07 | 5,73 | 6,71 | 7,01 |
| $C_2H_4$ | 0,559 | 0,778 | 1,03 | 1,29 | - | - | - | - | - |
| $CO_2$ | 0,0737 | 0,1054 | 0,144 | 0,1188 | 0,236 | 0,287 | 0,345 | - | - |
| $C_2H_2$ | 0,0729 | 0,097 | 0,123 | 0,148 | - | - | - | - | - |
| $H_2S$ | 0,0271 | 0,0372 | 0,0489 | 0,0617 | 0,0755 | 0,0895 | 0,104 | 0,137 | 0,15 |
| $Cl_2$ | 0,0271 | 0,0396 | 0,0535 | 0,0669 | 0,08 | 0,0902 | 0,0975 | 0,0972 | - |
| $Br_2$ | 21,6 | 37,1 | 61,1 | 91,7 | 0,0135 | 0,0193 | 0,0254 | 0,0409 | - |
| $SO_2$ | 16,66 | 24,5 | 35,5 | 48,5 | 66,0 | 87,1 | 0,0111 | 0,0170 | - |
| HCl | 2,46 | 2,62 | 2,79 | 2,94 | 3,03 | 3,05 | 2,99 | - | - |
| $NH_3$ | 2,08 | 2,4 | 2,78 | 3,21 | - | - | - | - | - |

Pentru un gaz şi un lichid, concentraţia de echilibru este o funcţie de presiune şi temperatură: $c = f(p, T)$.

La temperatură constantă, ecuaţia devine Legea lui Henry, adică presiunea gazului este proporţională cu fracţia molară în lichid: $p = H \cdot x$;

unde: - x este fracţia molară a gazului dizolvat în lichid, [mol/mol], [ - ];

- H este constanta lui Henry, [Pa];
- p este presiunea gazului, [Pa].

**164 Coeficientul de conductivitate termică, λ, [W/m·⁰K] între 0 şi 100 [⁰C] pentru solide**, [40, p. 510]

| Materialul | Densitatea | λ [W/m·⁰K] | Materialul | Densitatea | λ [W/m·⁰K] |
|---|---|---|---|---|---|
| Azbest | 600 | 0,151 | Magnezie | 216 | 0,070 |
| Beton | 2 300 | 1,28 | Nisip uscat | 1 500 | 0,349 - 0,814 |
| Cărămidă obişnuită | 1 700 | 0,698 - 0,814 | Plută | 160 | 0,047 |
| Cărămidă refractară | 1 840 | 1,05 | Pâslă | 300 | 0,047 |
| Cărămidă izolantă | 600 | 0,116 - 0,209 | Rugină | - | 1,16 |
| Crustă, piatră de cazan | - | 1,163 - 3,49 | Piatră, (bazalt) | 3 000 | 0,698 |
| Email anticoroziv | 2 350 | 0,872 - 1,163 | Sticlă | 2 500 | 0,698 - 0,814 |
| Gheaţă | 920 | 2,33 | Vată de sticlă | 200 | 0,035 - 0,070 |
| Lemn, (brad) pp pe fibră | 600 | 1,140 - 1,174 | Vată de zgură | 250 | 0,076 |
| Lemn, (brad) par pe fibră | 600 | 0,384 | Vopsea | - | 0,233 |

**165. Coeficientul de conductivitate termică, λ, [W/m·⁰K], între 0 şi 100 [⁰C] pentru metale**, [40, p. 510]

| **Materialul** | **Densitatea, ρ, [kg/m³]** | **λ, [W/m·⁰K]** |
|---|---|---|
| Aluminiu | 2700 | 203,5 |
| Alamă | 8500 | 93,0 |
| Bronz | 8000 | 64,0 |
| Cupru | 8800 | 384 |
| Fontă | 7500 | 46,5 - 93,0 |
| Oţel | 7850 | 46,5 |
| Oţel inoxidabil | 7900 | 17,5 |

**166. Conductanţa termică a pereţilor impurificaţi, $\frac{1}{r_{dep}}$, [W/m²·⁰K]**, [40, p. 511]

| **Purtătorul de căldură** | **Valoarea $r_{dep}$, [W/m²·⁰K]** |
|---|---|
| Apă impurificată | 1 200 - 1 600 |
| Apă de calitate medie | 1 600 - 2 500 |
| Apă de calitate bună | 2 500 - 5 000 |
| Apă purificată | 2 700 - 5 500 |
| Apă distilată | 10 000 |
| Condens | 12 000 |
| Produse petroliere curate, uleiuri, | 2 500 |
| Produse petroliere brute | 1 000 |
| Păcură | 125 |
| Lichide organice, soluţii de săruri, agenţi frigorifici lichizi | 5 000 |
| Hidrocarburi halogenate | 2 500 |
| Vapori de apă cu urme de ulei | 5 000 |
| Vapori de apă curaţi | 12 000 |
| Vapori de compuşi organici | 10 000 |

| **Purtătorul de căldură** | **Valoarea $r_{dep}$, [W/m²·⁰K]** |
|---|---|
| Vapori de agenţi frigorifici | 5 500 |
| Aer | 2 400 |
| Aer atmosferic | 1 500 |
| Aer comprimat | 4 000 |
| Azot, hidrogen, alte gaze curate | 10 000 |

## 167. Conductivitatea unor depuneri pe pereţii de transfer termic, $\lambda_{c\ dep}$ [W/m·⁰K]

| | | | |
|---|---|---|---|
| Biofilm | 0,7 | Resturi proteice, (lapte) | 0,5 – 0,7 |
| $CaCO_3$ | 2,9 | $CaSO_4$ | 2,3 |
| $Ca_3(PO_4)_2$ | 2,6 | $Mg_3(PO_4)_2$ | 2,3 |
| $Fe_2O_3$ (magnetit) | 2,9 | $Fe_2O_3$ (hematit) | 0,6 (vaporizatoare) |
| $CaCO_3$ | 0,9 (vaporizatoare) | $CaSO_4$ | 1,3 (vaporizatoare) |

## 168. Valorile unor proprietăţi termice a câtorva materiale

| **Nr. crt.** | **Materialul** | **Coeficient de dilatare liniară [$^0$K$^{-1}$ × 10$^5$]** | **Conductivitatea termică, λ, [W/m·⁰K]** |
|---|---|---|---|
| 1. | ABS (acrilonitril-butadiena-stiren) | 6 ÷ 11 | 0,174 |
| 2. | CA (acetat de celuloză) | 9,5 ÷ 15 | 0,186 ÷ 0,221 |
| 3. | Răşini fenoxidice | 6,4 | 0,232 |
| 4. | PEjd (polietilenă joasă densitate) | 19 ÷ 20 | 0,43 ÷ 0,488 |
| 5. | PEid (polietilenă înaltă densitate) | 14,5 ÷ 20 | 0,31 ÷ 0,35 |
| 6. | PA (poliamidă) | 5 ÷ 10 | 0,198 ÷ 0,29 |
| 7. | PVC plastifiat | 20 ÷ 24 | 0,08 ÷ 0,09 |
| 8. | PVC dur | 6,5 ÷ 7,5 | 0,083 |
| 9. | PU compact (poliuretan) | 16 ÷ 24 | 0,29 |
| 10. | PEN (poliester nesaturat) | 9 ÷ 13 | 1,163 ÷ 0,187 |
| 11. | Răşini fenolice | 1 ÷ 3 | 0,1977 |
| 12. | Răşini ureice | 4 ÷ 5 | 0,32 ÷ 0,43 |
| 13. | Răşini melaminice | 1 ÷ 6 | 0,43 ÷ 0,488 |
| 14. | Răşini epoxidice | 6 ÷ 10 | 0,081 ÷ 0,235 |
| 15. | Aluminiu | 2,4 | 205,85 |
| 16. | Alamă | 18,4 | 93 ÷ 109,3 |
| 17. | Bronz | 17,5 | 60 ÷ 82,6 |
| 18. | Cupru | 1,9 | 349 ÷ 384 |
| 19. | Duraluminiu | 23,4 | 139,6 |
| 20. | Mercur | 18,5 | 244,3 |
| 21. | Oţel | 12 | 47,5 |
| 22. | Sticlă de cuarţ | 0,5 | 0,013 |
| 23. | Sticlă „Jena” | 6,3 ÷ 8,1 | 0,029 |
| 24. | Sticlă A | 1 | 0,028 |

**169. Valori informative despre unele materiale izolatoare termice**, [30, p. 313]

| Denumirea | Densitatea | λ [W/m·⁰K] | Observaţii |
|---|---|---|---|
| Spumă FFA | 30 – 150 | 0,02 – 0,03 | $R_c$ = 2,8 – 4,0 kgf/cm², fragilă |
| Spumă UFA | 24 – 30 | 0,052 | $R_c$ = 0,9 – 2,1 kgf/cm², fragilă |
| Spumă epoxidică | 20 – 80 | 0,02 – 0,03 | $R_c$ = 2,3 – 6,0 kgf/cm² |
| Spume siliconice | 700 – 900 | 0,0158 | |
| Spume PU | 30 – 600 | 0,01 – 0,18 | dependente de structură |
| Polistiren expandat | 10 | 0,035 | |
| | 20 | 0,028 | |
| | 30 | 0,026 | |
| | 40 | 0,027 | |
| | 50 | 0,028 | |
| | 60 | 0,0285 | |
| | 70 | 0,0287 | |
| | 80 | 0,0289 | |
| Plută | 260 | 0,047 | |
| Rumeguş | 260 | 0,07 – 0,093 | |
| Vată de sticlă | 200 | 0,035 – 0,075 | |
| Vată de zgură | 250 | 0,076 | |

**170. Unele proprietăţi ale vaporilor de apă saturaţi**, [44, p. 235]

| p [ata] | T [⁰C] | r [kJ/kg] | p [ata] | T [⁰C] | r [kJ/kg] |
|---|---|---|---|---|---|
| 0,08 | 41,1 | 2 400 | 1,2 | 104,2 | 2 249 |
| 0,1 | 45,4 | 2 390 | 1,4 | 108,7 | 2 237 |
| 0,2 | 59,7 | 2 358 | 1,6 | 112,7 | 2 227 |
| 0,3 | 68,7 | 2 336 | 1,8 | 116,3 | 2 217 |
| 0,4 | 75,1 | 2 320 | 2,0 | 119,6 | 2 208 |
| 0,5 | 80,9 | 2 307 | 3,0 | 132,9 | 2 171 |
| 0,6 | 85,5 | 2 296 | 4,0 | 142,9 | 2 141 |
| 0,7 | 89,3 | 2 286 | 5,0 | 151,1 | 2 117 |
| 0,8 | 93,3 | 2 278 | 6,0 | 158,1 | 2 095 |
| 0,9 | 96,2 | 2 270 | 7,0 | 164,2 | 2 075 |
| 1,0 | 99,1 | 2 264 | 8,0 | 169,6 | 2 057 |

**171. Parametri sterilizării umede şi uscate,** [4, vol I, p. 98]

| | **Uscat** | | **Umed** | |
|---|---|---|---|---|
| **TTM** | Temp [⁰C] | Timp [min] | Temp [⁰C] | Timp [min] |
| Salmonella typhi | 100 | 30 | 65 | 20 [s] |
| Mycobacterium toberculosis | 100 | 45 | 65 | 10 [s] |
| Staphylococcus pyogenes | 120 | 30 | 65 | 1 |
| Spori fungici | 120 | 90 | 80 | 30 |
| Spori de Bacillus anthracis | 170 | 10 | 100 | 10 |
| Spori nativi din sol | 180 | 30 | 120 | 30 |

**Timp termic mortal**, **(TTM)** = toate microorganismele sporulate sunt distruse la o temperatură dată.

**Punctul termic mortal, (PTM)** = temperatura la care sunt distruse toate celulele unei specii în 10 minute.

| **PTM** | 80 [$^0$C] | 100 [$^0$C] | 110 [$^0$C] | 120 [$^0$C] |
|---|---|---|---|---|
| Bacillus subtilis | 74 ÷ 75 h | 175 min | 37 min | 7,5 ÷ 8 min |
| Bacillus fusiformis | 10 ÷ 10,5 h | 40 – 45 min | | |
| Bacillus mycoides | 7,5 ÷ 8 h | 10 min | | |
| Bacillus megaterium | 16 ÷ 17 h | 15 -16 min | | |
| Bacillus cylindricus | | 20 h | | |
| Clostridium botulinum | | 5,5 h | 32 min | 4 min |
| Clostridium sporogenes | | 10 h | 90 min | 15 min |

**172. Valorile parametrului $X_{90}$ pentru diferite situaţii,** [4, I, p 117]

| Material filtrant | D fir [μm] | Microorganism | w [cm/s] | $X_{90}$ |
|---|---|---|---|---|
| Fibră de sticlă | 16 | Bacillus subtilis (spori) | 3 | 4,0 |
| | | | 15 | 9,0 |
| | | | 30 | 11,5 |
| | | | 150 | 1,5 |
| | | | 300 | 0,4 |
| | 18,5 | Seratia murcenscens | 3,9 | 3,1 |
| | | | 78 | 3,0 |
| | 8,5 | Escherichia coli (Fagi tip 129) | 3 | 0,4 |
| | | | 15 | 0,6 |
| | | | 30 | 0,7 |
| | | | 150 | 0,8 |
| | | | 300 | 0,9 |
| Norite | 15 - 30 mesh | Bacillus cereus (spori) | 1,4 | 1,7 |
| | | | 6,4 | 1,5 |
| Cărbune activ | 4 - 8 mesh | Bacillus cereus (spori) | 18 | 1,7 |
| | | | 28,5 | 8,7 |

**Notă**: mesh este o unitate de măsură a fineţii particulelor solide, uzuală în S.U.A. Unitatea se defineşte ca 200 [ochiuri de sită/ţol]. Altfel spus 200/2,54 [cm], 1 mesh = 0,0127 [cm], 1 mesh = 0,127 [mm], 1 mesh = 127 [μm].

**173.** Timpul de epuizare a unei particule solide înconjurată de suficient solvent se poate determina cu relația: $\lg\frac{x}{x_i} = \lg a - 0{,}434 \cdot b \cdot \frac{D_{1,2} \cdot \tau}{l^2}$, [42, p. 316]

unde: - x este concentrația medie a extractului;

- $x_i$ este concentrația inițială în m.p.;
- $D_{1,2}$ este coeficientul de difuziune a solutului;

- a = (8/π);   b = π²;   pentru placă;
- a = (6/π²);   b = π²;   pentru sferă;
- a = 0,694;   b = 5,76;   pentru cilindrii prin aria laterală.

**174.** Retenția, reținerea statică de lichid sau saturația reziduală, $\varepsilon_r$, este lichidul reținut de particulele solide după înecarea completă cu lichid a stratului de particule solide, când $\varepsilon_r = 1$ și apoi scurgerea liberă a lichidului din strat. Pe înălțimea H a stratului granular, [m], saturația este mai mare în partea de jos, atingând saturația reziduală limită, $\varepsilon_{r0}$. Înălțimea de drenaj, $h_d$, [m], este porțiunea din partea de jos al stratului unde retenția ststică se modifică brusc.

$$\varepsilon_m = \frac{(H - h_d)}{H}\cdot\varepsilon_{r0} + \frac{h_d}{H}, \qquad K = \frac{1}{150}\cdot\frac{d_p^2\cdot\varepsilon^3\cdot g}{(1-\varepsilon)^2},\ h_d = \frac{\left(\frac{0,275}{g}\right)}{\left(\frac{K}{g}\right)^{0,5}\cdot\left(\frac{\rho_l}{\sigma}\right)},$$

$$\varepsilon_{r0} = 0,075 \quad \text{pentru} \quad \frac{K\cdot\rho_l}{\sigma}\le 0,02; \qquad \varepsilon_{r0} = \frac{0,0018}{\frac{K\cdot\rho_l}{\sigma}} \quad \text{pentru} \quad \frac{K\cdot\rho_l}{\sigma}\le 0,02,$$

- g - este accelerația gravitațională, 9,81 [m/s²];
- $\sigma$ - este tensiunea superficială a lichidului, [N/m].   [43, p. 144]

**175. Valorile poluanţilor considerate normale, de alertă şi intervenţie, pentru diverse tipuri de utilizări a solurilor, conform O.G. 756 din 3 noiembrie 1997**

| Nr. crt. | Elementul | Val. normale [mg/kg SU] | Prag alertă sensibile | Prag alertă mai puţin sensibile | Prag intervenţie sensibile | Prag intervenţie mai puţin sensibile | Val. det. [mg/ kg SU] |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | Antimoniu | 5 | 12,5 | 20 | 20 | 40 | |
| 2 | Argint | 2 | 10 | 20 | 20 | 40 | |
| 3 | Arsen | 5 | 15 | 25 | 25 | 50 | |
| 4 | Bariu | 200 | 400 | 1000 | 625 | 2000 | |
| 5 | Beriliu | 1 | 2 | 7,5 | 5 | 15 | |
| 6 | Bor solubil | 1 | 2 | 5 | 3 | 10 | |
| 7 | Cadmiu | 1 | 3 | 5 | 5 | 10 | |
| 8 | Cobalt | 15 | 30 | 100 | 50 | 250 | |
| 9 | Crom total | 30 | 100 | 300 | 300 | 600 | |
| 10 | Crom hexaval | 1 | 4 | 10 | 10 | 20 | |
| 11 | Cupru | 20 | 100 | 250 | 200 | 500 | |
| 12 | Mangan | 900 | 1500 | 2000 | 2500 | 4000 | |
| 13 | Mercur | 0,1 | 1 | 4 | 2 | 10 | |
| 14 | Molibden | 2 | 5 | 15 | 10 | 40 | |
| 15 | Nichel | 20 | 75 | 200 | 150 | 500 | |
| 16 | Plumb | 20 | 50 | 250 | 100 | 1000 | |

| Nr. crt. | Elementul | Val. normale [mg/kg SU] | Prag alertă sensibile | Prag alertă mai puţin sensibile | Prag intervenţi e sensibile | Prag intervenţie mai puţin sensibile | Val. det. [mg/ kg SU] |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 17 | Seleniu | 1 | 3 | 10 | 5 | 20 | |
| 18 | Staniu | 20 | 35 | 100 | 50 | 300 | |
| 19 | Taliu | 0,1 | 0,5 | 2 | 2 | 5 | |
| 20 | Vanadiu | 50 | 100 | 200 | 200 | 400 | |
| 21 | Zinc | 100 | 300 | 700 | 600 | 1500 | |
| | Altele | | | | | | |
| 22 | Cianuri libere | Max. 1 | 5 | 10 | 10 | 20 | |
| 23 | Cianuri compl | Max 5 | 100 | 200 | 250 | 500 | |
| 24 | Sulfocianaţi | Max. 0,1 | 10 | 20 | 20 | 40 | |
| 25 | Fluor | - | 150 | 500 | 300 | 1000 | |
| 26 | Brom | - | 50 | 100 | 100 | 300 | |
| 27 | Sulf elementar | - | 400 | 5000 | 1000 | 20000 | |
| 28 | Sulfuri | - | 200 | 400 | 1000 | 2000 | |
| 29 | Sulfaţi | - | 2000 | 5000 | 10000 | 50000 | |

## 176. Valorile limită ale poluanţilor deversaţi în efluenţi, conform HG 188/2002, NORME NTPA-001/2002

| Nr. crt. | Indicatorul de calitate | U.M. | Valori limită admise | Metoda de determinare |
|---|---|---|---|---|
| 1. | Temperatura | $^0C$ | 35 | - |
| 2. | pH | unit pH | 6,5 ÷ 8,5 | SR ISO10523-97 |
| 3. | Materii în suspensie | mg/dm$^3$ | 35,0 (60) | STAS 6953-81 |
| 4. | $CBO_5$ | mg $O_2$/dm$^3$ | 20 (25,0) | STAS 6560-82<br>ST ISO 5815-98 |
| 5. | CCO bicromat | mg $O_2$/dm$^3$ | 70 (125) | ST ISO 6060-96 |
| 6. | Azot amoniacal | mg/dm$^3$ | 2,0 (3) | STAS 8683-70 |
| 7. | Azot total | mg/dm$^3$ | 10 (15) | STAS 7312-83 |
| 8. | Azotaţi | mg/dm$^3$ | 25 (37) | STAS 8900/1-98 |
| 9. | Azotiţi | mg/dm$^3$ | 1,0 (2) | STAS 8900/2-98 |
| 10. | Sulfuri şi H2S | mg/dm$^3$ | 0,5 | ST ISO10530-97<br>SR 7510-97 |
| 11. | Sulfiţi | mg/dm$^3$ | 1,0 | STAS 7661-89 |
| 12. | Sulfaţi | mg/dm$^3$ | 600 | STAS 8601-70 |
| 13. | Fenoli antrenabili | mg/dm$^3$ | 0,3 | STAS R 7167-92 |
| 14. | Substanţe extractibile cu solvenţi | mg/dm$^3$ | 20 | SR 7567-96 |
| 15. | Produse petroliere | mg/dm$^3$ | 5,0 | SR 7277/1-95 |
| 16. | P total | mg/dm$^3$ | 1,0 (2) | SR EN 1189-99 |
| 17. | Detergenţi sintetici | mg/dm$^3$ | 0,5 | SR ISO 7825/1-96 |
| 18. | Cianuri totale | mg/dm$^3$ | 0,1 | SR ISO 6703/1-98 |
| 19. | Clor rezidual liber | mg/dm$^3$ | 0,2 | STAS 6364-78 |

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| 20. | Cloruri | $mg/dm^3$ | 500 | STAS 8663-70 |
| 21. | Fluoruri | $mg/dm^3$ | 5,0 | STAS 8910-71 |
| 22. | Reziduu filtrat la $105^0C$ | $mg/dm^3$ | 2000 | STAS 9187-84 |
| 23. | Arsen | $mg/dm^3$ | 0,1 | SR ISO 6595-97 |
| 24. | Aluminiu | $mg/dm^3$ | 5,0 | STAS 9411-83 |
| 25. | Calciu | $mg/dm^3$ | 300 | STAS3662-90 |
| 26. | Plumb | $mg/dm^3$ | 0,2 | STAS 8637-79 |
| 27. | Cadmiu | $mg/dm^3$ | 0,2 | STAS 7852-80 |
| 28. | Crom total | $mg/dm^3$ | 1,0 | STAS 7884-91 |
| 29. | Crom hexavalent | $mg/dm^3$ | 0,1 | STAS 7884-91 |
| 30. | Fier total ionic | $mg/dm^3$ | 5,0 | SR ISO 6332-96 |
| 31. | Cupru | $mg/dm^3$ | 0,1 | STAS 7795-80 |
| 32. | Nichel | $mg/dm^3$ | 0,5 | STAS 7987-67 |
| 33. | Zinc | $mg/dm^3$ | 0,5 | STAS 8314-87 |
| 34. | Mercur | $mg/dm^3$ | 0,05 | STAS 8045-79 |
| 35. | Argint | $mg/dm^3$ | 0,1 | STAS 8190-68 |
| 36. | Molibden | $mg/dm^3$ | 0,1 | STAS 11422-84 |
| 37. | Seleniu | $mg/dm^3$ | 0,1 | STAS 12663-88 |
| 38. | Mangan | $mg/dm^3$ | 1,0 | STAS 8662/1-96 |
| 39. | Magneziu | $mg/dm^3$ | 100 | STAS6674-77 |
| 40. | Cobalt | $mg/dm^3$ | 1,0 | STAS 8288-69 |

## 177. Substanţe poluante cu un grad ridicat de periculozitate

1. Compuşi organohalogenţi;
2. Compuşi organostanici şi organofosforici;
3. Substanţe cu proprietăţi cancerigene.
4. Compuşi organici ai mercurului;
5. Compuşi organosilicici.

## 178. Valorile limită ale poluanţilor deversaţi în canalizările municipale, conform HG 188/2002 NORME NTPA-002/2002

| Nr. crt. | Indicatorul de calitate | U.M. | Valori limită admise | Metoda de determinare |
|---|---|---|---|---|
| 1. | Temperatura | $^0C$ | 40 | - |
| 2. | pH | unit pH | 6,5 ÷ 8,5 | SR ISO10523-97 |
| 3. | Materii în suspensie | $mg/dm^3$ | 350 | STAS 6953-81 |
| 4. | $CBO_5$ | $mg\ O_2/dm^3$ | 300 | STAS 6560-82<br>ST ISO 5815-98 |
| 5. | CCO bicromat | $mg\ O_2/dm^3$ | 500 | ST ISO 6060-96 |
| 6. | Azot amoniacal | $mg/dm^3$ | 30 | STAS 8683-70 |
| 7. | Azot total | $mg/dm^3$ | - - - | STAS 8900/1-98 |
| 9. | Azotiţi | $mg/dm^3$ | - - - | STAS 8900/2-98 |
| 10. | Sulfuri şi H2S | $mg/dm^3$ | 1,0 | ST ISO10530-97 |

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| | | | | SR 7510-97 |
| 11. | Sulfiţi | mg/dm³ | 2 | STAS 7661-89 |
| 12. | Sulfaţi | mg/dm³ | 600 | STAS 8601-70 |
| 13. | Fenoli antrenabili | mg/dm³ | 30 | STAS R 7167-92 |
| 14. | Substanţe extr. cu solv. | mg/dm³ | 30 | SR 7567-96 |
| 15. | Produse petroliere | mg/dm³ | - - - | SR 7277/1-95 |
| 16. | P total | mg/dm³ | 5,0 | SR EN 1189-99 |
| 17. | Detergenţi sintetici | mg/dm³ | 25 | SR ISO 7825/1-96 |
| 18. | Cianuri totale | mg/dm³ | 1,0 | SR ISO 6703/1-98 |
| 19. | Clor rezidual liber | mg/dm³ | 0,5 | STAS 6364-78 |
| 20. | Cloruri | mg/dm³ | - - - - | STAS 8663-70 |
| 21. | Fluoruri | mg/dm³ | - - - | STAS 8910-71 |
| 22. | Reziduu filtrat la 105⁰C | mg/dm³ | - - - | STAS 9187-84 |
| 23. | Arsen | mg/dm³ | - - - | SR ISO 6595-97 |
| 24. | Aluminiu | mg/dm³ | - - - - | STAS 9411-83 |
| 25. | Calciu | mg/dm³ | - - - - | STAS3662-90 |
| 26. | Plumb | mg/dm³ | 0,5 | STAS 8637-79 |
| 27. | Cadmiu | mg/dm³ | 0,3 | STAS 7852-80 |
| 28. | Crom total | mg/dm³ | 1,5 | STAS 7884-91 |
| 29. | Crom hexavalent | mg/dm | 0,2 | STAS 7884-91 |
| 30. | Fier total ionic | mg/dm | - - - | SR ISO 6332-96 |
| 31. | Cupru | mg/dm | 0,2 | STAS 7795-80 |
| 32. | Nichel | mg/dm | 1,0 | STAS 7987-67 |
| 33. | Zinc | mg/dm³ | 1,0 | STAS 8314-87 |
| 34. | Mercur | mg/dm³ | - - - | STAS 8045-79 |
| 35. | Argint | mg/dm³ | - - - - | STAS 8190-68 |
| 36. | Molibden | mg/dm³ | - - - - | STAS 11422-84 |
| 37. | Seleniu | mg/dm³ | - - - - | STAS 12663-88 |
| 38. | Mangan | mg/dm³ | 2,0 | STAS 8662/1-96 |
| 39. | Magneziu | mg/dm³ | - - - - | STAS6674-77 |
| 40. | Cobalt | mg/dm³ | - - - - | STAS 8288-69 |

## 179. Extras din Legea 458/2002 privind calitatea apei potabile

**Tab. 2.** *Parametri chimici*

| Nr. crt. | Parametrul | U.M. | Val CMA | Metoda de analiză | Obs. Val. |
|---|---|---|---|---|---|
| 1 | Acrilamidă | μg/l | 0,10 | * | |
| 2 | Arsen | μg/l | 10,0 | STAS 7885/67<br>ISO 6595/97 | |
| 3 | Benzen | μg/l | 1,0 | SR ISO 11423/1,2-00 | |
| 4 | Benz(a)piren | μg/l | 0,01 | * | |
| 5 | Bor | mg/l | 1,0 | SR ISO 9390/01 | |
| 6 | Bromaţi | μg/l | 10,0 | SR ISO 9562/89 | |
| 7 | Cadmiu | μg/l | 5,0 | STAS 11184/78<br>SR ISO 5961/93 | |
| 8 | Clorură de vinil | μg/l | 0,50 | * | |

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| 9 | Crom (total) | µg/l | 50,0 | STAS 7884/67<br>SR ISO 9178/98<br>SR ISO 11083/98 $Cr^{6+}$ | |
| 10 | Cupru | mg/l | 0,10 | STAS 3224/69 | |
| 11 | Cianuri (totale) | µg/l | 50,0 | STAS 10847/77<br>SR ISO 6703/1-98 | |
| 12 | Cianuri (libere) | µg/l | 10,0 | STAS 10847/77<br>SR ISO 6703/1-98 | |
| 13 | Dicloretan | µg/l | 3,0 | * | |
| 14 | Epiclorhidrină | µg/l | 0,10 | * | |
| 15 | Fluor | mg/l | 1,20 | STAS 6673/62 | |
| 16 | Hidrocarburi policiclice | µg/l | 0,10 | * | |
| 17 | Mercur | µg/l | 1,0 | STAS 10267/89 | |
| 18 | Nichel | µg/l | 20,0 | * | |
| 19 | Nitraţi | mg/l | 50,0 | STAS 3048/1-77 | |
| 20 | Nitriți | mg/l | 0,50 | STAS 304/2-96<br>SR ISO 6777/96 | |
| 21 | Pesticide (cant/clasă) | µg/l | 0,10 | STAS 12650/88 | |
| 22 | Pesticide (total) | µg/l | 0,50 | STAS 12998/91 | |
| 23 | Plumb | µg/l | 10,0 | STAS 6362/85 | |
| 24 | Seleniu | µg/l | 10,0 | STAS 12663/88 | |
| 25 | Stibiu | µg/l | 5,0 | * | |
| 26 | Tetracloretan şitetraenă | µg/l | 10,0 | * | |
| 27 | Trihalometani (total) | µg/l | 100,0 | STAS 12997/91 | |

## 180. Valori maxime ale unor noxe în emisiile provenite de la incineratoare, conform OMAPPM 462/1993 Anexa 3, par. 2)

| | | |
|---|---|---|
| 1. Pulberi: | 5 mg/ Nmc | 24 de ore; |
| 2. Carbon total | 5 mg / Nmc | 24 de ore; |
| 3. Acid clorhidric | 5 mg / Nmc | 24 de ore; |
| 4. Acid fluorhidric | 1 mg /Nmc | 24 de ore; |
| 5. Oxizi de azot | 300 mg / Nmc | 24 de ore; |
| 6. Oxizi de sulf | 25 mg / Nmc | 24 de ore; |
| 7. Monoxid de carbon | 50 mg / Nmc | 24 de ore; |
| **Metale grele**: Hg | 0,05 mg / Nmc | 0,5 - 4 ore; |
| Cd + Tl | 0,05 mg / Nmc | 0,5 - 4 ore; |

**Alte metale grele sau poluanţi**:

| | | |
|---|---|---|
| Sb, As, Pb, Cr, Co, Cu, Mn, Ni, Sn, V, | 0,5 mg / Nmc | 0,5 - 4 ore, |
| Dioxine şi furani | 0,1 mg / Nmc | 6 - 16 ore, |

**Valori raportate la 11, 5 [%] oxigen**

## 181. Valori limită de emisie în aer a poluanţilor din gazele de ardere

**1. Combustibil gazos**

| Indicator | U/M | Valoare |
|---|---|---|
| a) Pulberi | $mg/Nm^3$ | 5 |
| b) CO (monoxid de carbon) | $mg/Nm^3$ | 100 |
| c) $SO_x$ (exprimat ca $SO_2$) | $mg/Nm^3$ | 35 |
| d) $NO_x$ (exprimat ca $NO_2$) | $mg/Nm^3$ | 350 |

**2. Combustibil lichid**

| Indicator | U/M | Valoare |
|---|---|---|
| a) Pulberi | $mg/Nm^3$ | 50 |
| b) CO (monoxid de carbon) | $mg/Nm^3$ | 170 |
| c) $SO_x$ (exprimat ca $SO_2$) | mg/Nm3 | 1 700 pt P < 300 [MW/h];<br>400 pt P > 300 [MW/h]; |
| d) $NO_x$ (exprimat ca $NO_2$) | $mg/Nm^3$ | 450 |

**3. Combustibil solid**

| Indicator | U/M | Valoare |
|---|---|---|
| a) Pulberi | $mg/Nm^3$ | 100 |
| b) CO (monoxid de carbon) | $mg/Nm^3$ | 250 |
| c) $SO_x$ (exprimat ca $SO_2$) | mg/Nm3 | 2 000 pt P < 100 [MW/h];<br>1 400 pt P > 100 [MW/h]; |
| d) $NO_x$ (exprimat ca $NO_2$) | $mg/Nm^3$ | 500<br>400 pt P > 100 [MW/h]; |
| e) Substanţe organice | $mg/Nm^3$ | 50 |

## 182. Valori limită de emisie în aer a poluanţilor din aer, Ord. 592 - 2002 în [$\mu g/m^3$], aer în condiții standard, T = 293 [$^0$K], p = 101,3 [kPa]

| Poluantul | Valoare | Observații | |
|---|---|---|---|
| $SO_x$ | 350 | sănătate umană, | 1 h |
| | 125 | sănătate umană | 24 h |
| | 20 | ecosistem | 1 an |
| $NO_x$ | 200 | sănătate umană, | 1 h |
| | 40 | sănătate umană, | 24 h |
| | 30 | ecosistem vegetal | 1 an |
| Pulberi | 50 | sănătate umană, | 1 h |
| | 40 | sănătate umană, | 24 h |

Alții: Pb 50 CO 10 Benzen 5

# FASCICULA V.

## a) Bibliografie selectivă (pentru biotehnologie)

## (pentru Fac. Biologie, secţia ing. bio.)


[1]. Oniscu C.; Tehnologia produselor de biosinteza; Ed. Tehnică, Bucureşti, 1978.

[2]. Zarnea G., Mencinicopschi Gh., Brăgărea Şt.; Bioingineria preparatelor enzimatice microbiene; Ed. Tehnică, Bucureşti, 1980.

[3]. Oniscu C.; Cascaval D.; Inginerie biochimică şi biotehnologie; vol I şi II; Ed. Interglobal, Iaşi, 2000.

[4]. Cascaval D. Oniscu C., Galaction; Bioreactoare; Ed. Interglobal, Iaşi, 2002;

[5]. Păsat, Gh.D., Turtoi M.; Bioreactoare, vol. I, Ed. Printech, Bucureşti, 1998.

[7]. Păsat Gh. D., Turtoi M., Iordache Gh.; Bioreatoare, vol. II, Ed. Printech, Bucureşti, 1999.

[8]. Sassson A.; Biotehnologiile. Sfidare şi promisiuni. Ed. Tehnică, Bucureşti, 1988.

[9]. Kiss St., Ştefănie Gh.; Enzimologia mediului înconjurător; Ed. Ceres, Bucureşti, 1991.

[10]. Viesturs U., Smite J., Zilevica A.; Biotehnologie. Agenţi biotehnologici. Tehnologii. Aparatură.; Ed. Ceres, Bucureşti, 1991.

[11]. Anghel I., Vamanu A., Mitrache L., Stanciu C., Arizan D., Popa O., Rozmarin G., Cercel M., Popa C., Herczegh M., Arizan R.; Biologia şi tehnologia drojdiilor, vol I, II, III; Ed. Tehnică, Bucureşti, 1933.

[12]. Blom R.H.; Pfeifer V.F.; Moyer A.J.; Traufler D.H., Conway H.F.; Sodium gluconate production; Fermentation with Aspergillus niger; Ind. Eng. Chem.; 44; 1952; p 435 - 447.

[13]. Vitan F., Badea N.; Fenomene de transfer prin medii poroase, Ed. Princeps, Iaşi, 1993.

[14]. Ciplea L.I., Ciplea Al.; Poluarea mediului ambiant; Ed. Tehnică, Bucureşti, 1978.


## b) Bibliografie generală (pentru operații, procese și calcule)

## (pentru Fac. Biologie, secţia ing. bio.)


[15]. Literat L.; Fenomene de transfer şi utilaje în industria chimicã; U.B.B; Cluj - Napoca; 1985.

[16]. Tudose R.Z., Vasiliu M., Cristian Gh., Isbăşoiu I., Stancu A., Lungu M.; Procese, operaţii şi utilaje în industria chimică; Ed Did. şi Ped.; Bucureşti; 1977.

[17]. Tudose R.Z.; Ingineria proceselor fizice din ingineria chimică, vol I, II şi III, Ed. Academiei Române, 2000.

[18]. Floarea O., Dobre T.; Transferul cantitãţii de mişcare; Ed. Matrix-Rom; Bucureşti; 1997.

[19]. Iordache O., Smigelschi O.; Ecuaţiile fenomenelor de transfer de masă şi căldură, Ed. Tehnică, Bucureşti, 1981.

[20]. Bratu E.A.; Operatii unitare în ingineria chimică, vol I, II, III; Ed. Tehnică, Bucureşti; 1982.

[21]. Kasatkin A.G.; Procese şi aparate principale în tehnologia chimică; Ed. Tehnică, Bucureşti, 1963.

[22]. Florea J.; Robescu D.; Hidrodinamica instalaţiilor de transport hidropneumatic şi de depoluare a apei şi aerului; Ed. Did. şi Ped.; Bucureşti; 1982.

[23]. Soare S.; Procese hidrodinamice; Ed. Did. şi Ped.; Bucureşti; 1972.

[24]. Roman P., Grigorescu N.V.M.; Hidrotransport, Ed. Tehnică, Bucureşti,1989.

[25]. Băran Gh., Beuran D.; Hidrodinamica suspensiilor; Ed, Tehnică, Bucureşti, 2000.

[26]. Ghirişan A.L.; Separarea fizico-mecanică a sistemelor heterogene solid-lichid; Ed. Casa Cărţii de Ştiinţă, Cluj-Napoca, 2005.

[27]. Sterbacek Z.,Tausk P., Amestecarea; Ed. Tehnică, Bucureşti, 1969.

[28]. Ivănuş Gh., Todea I., Pop Al., Nicola S., Damian Gh.; Ingineria fluidizării, Ed. Tehnică, Bucureşti, 1996.

[29]. Popa B., Vintilă C.; Transfer de căldură în procesele industriale; Ed Dacia; Cluj – Napoca; 1975.

[30]. Seremet A., Medvedovici C.; Izolarea termică a instalaţiilor; Ed Tehnică; Bucureşti; 1989.

[31]. Strătulă C.; Purificarea gazelor; Ed. Ştiinţifică şi Enciclopedică; Bucureşti, 1984.

[32]. Ionescu T.D.; Schimbători de ioni; Ed. Tehnică, Bucureşti, 1964.

[33]. Cruceanu M., Popovici E., Vlădescu, Bâlba N., Russu R., Naum N., Vasile A.; Site moleculare zeolitice, Ed. Ştiinţifică şi Enciclopedică, Bucureşti, 1986.

[34]. Strumillo C.; Bazele teoriei şi tehnicii uscării; Ed. Tehnică, Bucureşti, 1984.

[35]. Floarea O., Jinescu Gh.; Procedee intensive în operaţiile unitare de transfer; Ed. Tehnică, Bucureşti, 1975.

[36]. Stoianovici S., Robescu D., Stamatoiu D.; Calculul si constructia echipamentelor de oxigenare a apelor; Ed. Ceres; Bucuresti; 1985

[37]. Negulescu M. (coordonator); Epurarea apelor uzate industriale, vol. I şi II; Ed, Tehnică, Bucureşti, 1989.

[38]. Lydia-Maria Vaicum; Epurarea apelor uzate cu nămol activ, Ed. Academiei RSR, 1981

[39]. Floarea O., Smigelschi O.; Calcule de operaţii şi utilaje în industria chimică; Ed Tehnică; Bucureşti; 1966

[40]. Pavlov I.; Romankov P.G.; Noskov A.A.; Procese şi aparate în ingineria chimică; Exerciţii şi probleme; Traducere din limba rusă după ediţia a 8-a; Ed. Tehnică, Bucureşti, 1981.

[41]. Bănescu A., Radulian D.; Sistematizarea calculelor aparatelor în industria chimică, Ed. Tehnică, București, 1977.

[42]. Luca Gh.; Probleme de operații și utilaje în industria alimentară, Ed. Tehnică, București, 1978

[43]. Mișca B.R.H.; Ozunu A.; Introducere în ingineria mediului, Ed. Presa Universitară Clujeană, 2006.

[44]. Mișca B.R.H.; Procese de transport și transfer, (pentru Facultatea de Biologie), Ed. Presa universitară Clujeană, 2014.

[45]. Mișca B.R.H.; Procese de transport și transfer, (pentru Facultatea de Biologie), Ed. Presa Universitară Clujeană, 2014, (format electronic),

**forma electronică a lucrării**: http://www.editura.ubbcluj.ro/bd/ebooks/pdf1696.pdf

[46]. Ozunu A., Mișca B.R.H., Introducere în proiectarea instalațiilor chimice, Ed. Genesis, 1995.

[47] Literat L., Ghirișan A.L., R.H.; Fenomene de transfer și utilaje în industria chimică, Îndrumător de lucrări practice, Ed. UBB Cluj-Napoca, 1991.

[48] Mișca B.R.H., Manciula D., Ozunu A.; Caiet de lucrări practice pentru ingineria mediului; Ed. Presa Universitară Clujeană, Cluj-Napoca. 2009.

[49]. Cristea G., Melega C., Ciucă P., Timaru F.; Proiectarea instalaţiilor tehnologice în industria chimică; Ed. Tehnică, Bucureşti, 1965.

ISBN: 978-606-37-0418-5